



VYSOKÉ UČENÍ TECHNICKÉ V BRNĚ

BRNO UNIVERSITY OF TECHNOLOGY

FAKULTA STROJNÍHO INŽENÝRSTVÍ

FACULTY OF MECHANICAL ENGINEERING

ÚSTAV PROCESNÍHO INŽENÝRSTVÍ

INSTITUTE OF PROCESS ENGINEERING

**NÁVRH OPTIMÁLNÍHO PROMÍCHÁVÁNÍ
VELKOKAPACITNÍCH VYHNÍVACÍCH NÁDRŽÍ**

DESIGN OF OPTIMAL MIXING OF LARGE-SCALE DIGESTERS

DIPLOMOVÁ PRÁCE

MASTER'S THESIS

AUTOR PRÁCE

AUTHOR

Bc. Antonín Bradáč

VEDOUCÍ PRÁCE

SUPERVISOR

Ing. Vojtěch Zejda

BRNO 2017

Zadání diplomové práce

Ústav: Ústav procesního inženýrství
Student: **Bc. Antonín Bradáč**
Studijní program: Strojní inženýrství
Studijní obor: Procesní inženýrství
Vedoucí práce: **Ing. Vojtěch Zejda**
Akademický rok: 2016/17

Ředitel ústavu Vám v souladu se zákonem č.111/1998 o vysokých školách a se Studijním a zkušebním řádem VUT v Brně určuje následující téma diplomové práce:

Návrh optimálního promíchávání velkokapacitních vyhnívacích nádrží

Stručná charakteristika problematiky úkolu:

Vyhnívací nádrže patří do základních prvků procesu čištění odpadních vod. Poslední dobou se jim věnuje stále větší pozornost, neboť kromě stabilizace a hygienizace odpadních kalů slouží jako zdroj produkce tzv. bioplynu. Využitím bioplynu čistírny odpadních vod především snižují své provozní náklady. Proto je důležité, aby výtěžnost bioplynu byla maximální, což do značné míry lze ovlivnit vedením fermentačního procesu, mimo jiné i způsobem promíchávání vyhnívací nádrže. Cílem této práce je navrhnout různé varianty promíchávání velkokapacitních vyhnívacích nádrží a na základě jejich pořizovací, provozní a ekonomické náročnosti zvolit optimální řešení.

Cíle diplomové práce:

- Provést rešerši zaměřenou na vyhnívací nádrže.
- Provést rešerši míchání velkokapacitních nádrží.
- Navrhnout několik variant míchání včetně návrhového výpočtu.
- Navržené varianty posoudit a vyhodnotit.

Seznam literatury:

HLAVÍNEK P., HLAVÁČEK J., Čištění odpadních vod, Brno, 1996.

SANIN F. D., Clarkson W. W., Vesilind P. A., Sludge Engineering, Pennsylvania, DEStech Publications, 2011.

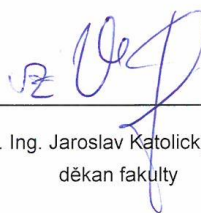
MEDEK J., Hydraulické pochody, Brno, 2004.

Termín odevzdání diplomové práce je stanoven časovým plánem akademického roku 2016/17.

V Brně, dne 3. 11. 2016



prof. Ing. Petr Stehlík, CSc., dr. h. c.
ředitel ústavu



doc. Ing. Jaroslav Katolický, Ph.D.
děkan fakulty

ABSTRAKT

Tato diplomová práce se zabývá návrhem optimálního způsobu míchání vyhnívacích nádrží s ohledem na rovnoměrné promíchání celého objemu, zajištění kvalitních procesních podmínek pro anaerobní fermentaci, maximální výtěžnost a kvalitu produkovaného bioplynu. Úvodní kapitoly popisují základní konstrukční parametry, obecné výpočtové vztahy a zásady pro navrhování jednotlivých typů míchadel a jsou doplněny o praktické příklady využití různých konstrukcí při míchání velkokapacitních nádrží.

Dále práce seznamuje čtenáře s problematikou vzniku kalu na čistírně odpadních vod s důrazem na kalové hospodářství a procesy, které se dějí uvnitř fermentoru. Jsou představeny různé konstrukční typy nádrží pro anaerobní stabilizaci kalu a způsoby jejich provozování, které je nutné pro kvalitní fermentaci dodržovat. V dalších kapitolách jsou pak uvedeny různé způsoby míchání velkokapacitních vyhnívacích nádrží a zkušenosti z provozu vybraných čistíren.

Na základě teoretické části práce je proveden návrh několika typů míchacích zařízení pro experimentální vyhnívací nádrž postavenou na Ústavu procesního inženýrství, která slouží právě k výzkumu míchadel. Dále bylo provedeno měření vybraného způsobu pneumatického míchání na experimentální nádrži a zjištěné poznatky byly vyhodnoceny.

KLÍČOVÁ SLOVA

Vyhnívací nádrže, anaerobní stabilizace, míchání, bioplyn

ABSTRACT

The aim of this diploma thesis is an optimal method of mixing of the digester with consideration to the uniform mixing of the whole volume, ensuring the quality process conditions for the anaerobic fermentation and the maximum yield and quality of the produced biogas. First chapters describe the basic design parameters, general calculations and the principles for design of individual types of mixers, supplemented by practical examples of mixing large capacity tanks.

The work introduces the problem of sludge formation at the sewage treatment plant with an emphasis on sludge treatment and the processes which take place inside the fermenter. Various types of design of anaerobic sludge stabilization digester were introduced. Also ways of their operation, which are necessary for the quality of the fermentation, were presented. In the next chapters, various ways of mixing high-capacity digester tanks and experience from the operation of selected treatment plants were described.

According to the theoretical research part of this thesis, several types of mixing equipment was designed for the experimental digestion tank built at the Institute of Process Engineering which is used for research work with mixers. Measurement of the selected pneumatic mixing method was performed on the experimental tank and the findings were evaluated.

KEYWORDS

Digester tanks, anaerobic stabilization, mixing, biogas

Bibliografická citace:

BRADÁČ, A. *Návrh optimálního promíchávání velkokapacitních vyhřívacích nádrží*. Brno: Vysoké učení technické v Brně, Fakulta strojního inženýrství, 2017. 94 s. Vedoucí diplomové práce Ing. Vojtěch Zejda.

ČESTNÉ PROHLÁŠENÍ

Prohlašuji, že svou diplomovou práci na téma: Návrh optimálního promíchávání velkokapacitních vyhnívacích nádrží“ jsem vypracoval samostatně pod vedením vedoucího diplomové práce a s použitím odborné literatury a dalších informačních zdrojů, které jsou všechny citovány v práci a uvedeny v seznamu na konci práce.

Jako autor uvedené diplomové práce dále prohlašuji, že v souvislosti s vytvořením této diplomové práce jsem neporušil autorská práva třetích osob, zejména jsem nezasáhl nedovoleným způsobem do cizích autorských práv osobnostních a jsem si plně vědom následků porušení ustanovení § 11 a následujících autorského zákona č. 121/2000 Sb., včetně možných trestněprávních důsledků vyplývajících z ustanovení části druhé, hlavy VI. Díl 4 Trestního zákoníku č. 40/2009 Sb.

V Brně dne: **26. 5. 2017**

.....
Bc. Antonín Bradáč

PODĚKOVÁNÍ

Rád bych touto cestou poděkoval vedoucímu diplomové práce Ing. Vojtěchu Zejdovi za odborné vedení, připomínky a cenné rady při realizaci této diplomové práce, dále mé rodině, drahé přítelkyni a všem na Ústavu procesního inženýrství, kteří se mnou měli po dobu mého prodlouženého studia shovívavost a trpělivost.

V Brně dne: **26. 5. 2017**

.....
Bc. Antonín Bradáč

OBSAH

1. Úvod	10
2. Teorie míchacích procesů.....	11
2.1 Standardní způsoby míchání a základy jejich výpočtu	12
2.1.1 Mechanické míchání	12
2.1.2 Hydraulické míchání	18
2.1.3 Pneumatické míchání	19
2.2 Způsob navrhování míchadla	20
3. Způsoby míchání velkokapacitních nádrží	22
3.1 Míchání ropných nádrží	23
3.2 Míchání potravinářských nádrží	23
3.3 Míchání olejových nádrží	24
3.4 Míchání čistírenských nádrží	24
4. Míchání vyhnívacích nádrží	26
4.1 Seznámení s vyhnívacími nádržemi	26
4.1.1 Čištění odpadních vod	26
4.1.2 Kalové hospodářství	29
4.1.3 Proces anaerobní fermentace	30
4.2 Používané konstrukce vyhnívacích nádrží	34
4.2.1 Atypické konstrukce vyhnívacích nádrží.....	35
4.2.2 Metanizační nádrže vejcovité konstrukce.....	38
4.2.3 Metanizační nádrže válcovité konstrukce.....	40
4.3 Používané způsoby míchání	42
4.3.1 Mechanické míchání	43
4.3.2 Hydraulické míchání	49
4.3.3 Pneumatické míchání	50
4.3.4 Kombinované systémy a srovnání jednotlivých systémů	54
5. Zkušenosti provozovatelů s technologiemi pro míchání anaerobních nádrží	56
6. Výpočet různých variant míchacích systémů.....	59
6.1 Experimentální nádrž.....	59
6.2 Mechanické míchání.....	62
6.2.1 Mechanické míchání šestilopatkovým míchadlem dle CVS 69 1020	62
6.2.3 Mechanické míchání třílopatkovým míchadlem s rovnými lomenými lopatkami dle CVS 69 1043	64
6.2.4 Mechanické míchání hydrodynamicky optimalizovaným míchadlem s tvarovanými lopatkami „hydrofoil míchadlo“ TX 535	66

6.2.5 Mechanické čerpání kapaliny míchadlem umístěným v centrálním potrubí	69
6.4 Míchání recirkulací kalu systémem Rotamix	70
6.5 Promíchávání metanizační nádrže bioplynem	72
7. Experimentální měření	77
7.1 Plán experimentu	77
7.1 Sestavení experimentu a průběh měření	78
7.3 Diskuze nad výsledky experimentu	80
8. Závěr	81
9. Seznam použité literatury	84
10. Seznam použitých zkratk	88
11. Seznam použitých veličin	88
12. Seznam obrázků	91
13. Seznam tabulek	92
14. Seznam příloh	92

1. Úvod

Z důvodu stále většího zájmu o ekologii životního prostředí se projevuje snaha o druhotné využití energetického potenciálu odpadových surovin. Dříve se odpadní suroviny skládkovaly bez dalšího využití. V dnešní době vznikají různá technologická zařízení, která mají za cíl znovu uvést do oběhu materiál, ze kterého jsou odpadové suroviny vyrobeny, nebo jej transformovat a využít chemickou energii např. pro výrobu elektrické energie. Jedná se především o spalovny komunálních odpadů, recyklační střediska a vyhnívací nádrže [1].

V současné době je v České Republice v provozu zhruba 100 komunálních čistíren odpadních vod s anaerobní mezofilní nebo termofilní stabilizací kalu. Ty produkují více než 50 % z celkového množství bioplynu využívaného k energetickým účelům. Dle statistik je to 54,931 milionů m³. Z uvedeného množství se v roce 2005 vyrobilo 71,4 GWh elektrické energie při instalovaném elektrickém výkonu 16,4 MW a přes 791 TJ tepelné energie. Většinu vyrobené energie však spotřebuje vlastní provoz čistírny odpadních vod, zejména pak provoz anaerobní stabilizace [2]. Optimalizace procesu stabilizace kalu přináší snížení energetické náročnosti a zvýšení produkce bioplynu. Kvalita míchání vyhnívacích nádrží je jedním z klíčových faktorů procesu anaerobní stabilizace. Výběru vhodného způsobu míchání, jeho správnému návrhu a režimu provozování, je tak třeba stále věnovat velkou pozornost.

Tato diplomová práce si dává za cíl uvést ucelený přehled jednotlivých druhů míchacích zařízení pro velkokapacitní vyhnívací nádrže a jejich porovnání, ať už z výše zmíněných technologických důvodů, ale taky z hlediska zkušeností z jednotlivých provozů na čistírnách odpadních vod. Dalším cílem práce je provést návrhové výpočty různých variant míchání pro model vyhnívací nádrže a vybranou variantu míchání experimentálně vyzkoušet.

2. Teorie míchacích procesů

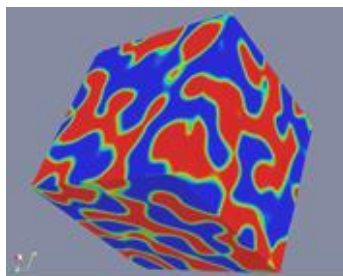
Abychom mohli podrobněji zkoumat hydraulické pochody uvnitř vyhnívacích nádrží, tak je nutné seznámit se s principy míchacích procesů. Celá řada procesních aplikací vyžaduje směšování dvou a více látek s různými fyzikálními vlastnostmi za účelem dosažení homogenní směsi dle technologických požadavků. Jedná se o jeden z nejběžnějších a nejdůležitějších procesů v každodenním koloběhu, ať už jde o průmyslovou aplikaci nebo běžný život. Cíle míchání se dají shrnout do následujících čtyř bodů [3]:

- Intenzifikace – Akcelerace chemických reakcí reagujících komponent a zajištění optimálních fyzikálně – chemických procesů (přestup tepla, apod).
- Homogenizace – Rovnoměrné promíchání dvou nebo více látek v celém objemu nádrže za účelem snížení teplotních nebo koncentračních gradientů.
- Zajištění vzhledu suspenzních nebo emulzních soustav za účelem zvýšení měrného povrchu reagujících látek nebo zamezení sedimentace (rozpuštění, krystalizace, apod).
- Dispergace systémů plyn – kapalina, nemísitelné kapaliny, kapalina – slukly tuhé fáze [4].

Stanovení důležitosti jednotlivých cílů většinou koresponduje s požadavky technologického procesu a deklarovanou výslednou kvalitou produktu. Výchozí látky mohou být v různých formách. Pro jejich míchání se používá odlišné značení. Sypké směsi se mísí, těstovitý nebo pastovitý materiál s vysokou viskozitou je naopak zpracováván hnětením [3]. Míchání se většinou uskutečňuje v prostředí s převládajícím spojitým kapalinovým médiem a můžeme jej rozdělit do několika stádií [5]:

- Makromíchání: směs větších segregovaných oblastí směšovaných kapalin
- Mikromíchání: menší segregované oblasti
- Molekulární difuze: úplná homogenizace na molekulární úrovni

Pro lepší představu těchto mechanismů je uveden Obrázek 1. Na obrázku jsou zobrazena dvě kapalná média. Každé z nich má svoji rozlišovací barvu (červenou a modrou). Pokud odebereme větší sledovaný vzorek z různých míst kapalně směsi, složení bude v celém objemu stejné. Pokud však zmenšíme sledovanou oblast do té míry, že bude vzorek složen jen jednou látkou, dochází zde k nedostatečnému míchání na mikroskopické úrovni. Homogenizace obou látek na makro i mikro úrovni lze částečně dosáhnout mechanickými míchadly [5].



Obrázek 1 - Míchání dvou kapalin [5]

Úplná homogenizace probíhá tzv. molekulární difuzí, jde samovolný efekt založený na jednoduchých fyzikálních principech. Částice dané látky mají tendenci přecházet z prostředí o vyšší koncentraci do prostředí s nižší koncentrací – snaží se nahodile dosáhnout rovnovážného stavu v celém objemu nádrže. Přeskupují se a dochází k vnitřnímu pohybu celé soustavy. Všechny tyto samovolné fyzikální děje ale nejsou intenzivní a většinou nedostačují podmínkám technologického procesu. Pro intenzifikaci míchání je nutné opatřit nádrž vhodně zvoleným zařízením, které splní všechny požadované parametry daného technologického procesu. Celý proces závisí nejen na použitém typu zařízení a uspořádání míchacího systému, ale také na vlastnostech míchaných látek a požadavku na výslednou kvalitu produktu. Proto neexistují společné zásady pro všechny případy míchání [5].

2.1 Standardní způsoby míchání a základy jejich výpočtu

Pro hledání optimálního způsobu míchání vyhnívacích nádrží je nezbytné seznámit se s možnými způsoby míchání, jejich výhodami a nevýhodami a postupem jejich návrhu.

2.1.1 Mechanické míchání

Mechanické míchání je hydrodynamický proces, při kterém předává vhodně tvarované míchadlo pohybovou energii kapalině, na kterou působí. Tato kapalina je tlačena mechanickým členem – lopatkou, za kterou následně vzniká volný objem, a tím i podtlak. Ten je vlivem hydrostatického tlaku od okolní kapaliny vyrovnán. Při cyklickém opakování obou výše zmíněných dějů dochází ke vzniku turbulentního proudění v okolí lopatek míchadla. Dalším silovým účinkem, který působí na míchané médium v místě lopatky je odstředivá síla, jejíž velikost závisí na otáčkách a průměru daného typu míchadla. Opět vzniká podtlak, který musí být vyrovnán a celá soustava se dá do pohybu [6]. Dle směru látky, který převládá uvnitř míchané válcové nádoby, rozlišujeme tři základní druhy proudění [3], které zobrazuje i Obrázek 2:

a) Radiální proudění (Obr. 2b):

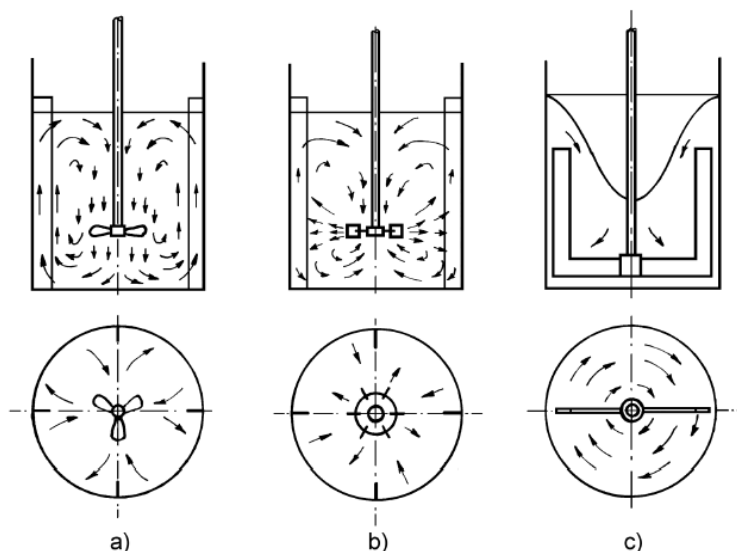
Vzniká při vhodném konstrukčním umístění deflektorů v kombinaci s náležitým typem míchadla, které nasává kapalinu v axiálním směru. Vytvořený tok je orientován do radiálního směru.

b) Axiální proudění (Obr. 2a):

Směr proudění je rovnoběžný s osou míchadla a směřuje většinou axiálně do dna nádrže. Vzniká při použití vhodného konstrukčního typu míchadla a narážek.

c) Tangenciální proudění (Obr. 2c):

Jednoduchý rotační pohyb míchaného média kolem osy nádrže, která nemá vnitřní deflektorovou vestavbu. Ve středu míchané nádoby vzniká centrální vír a vlivem odstředivé síly, která působí na částice míchané kapaliny, se u stěn nádoby zvýší hladina.



Obrázek 2 - Základní typy proudění ve válcové nádobě: a) axiální proudění b) radiální proudění c) tangenciální proudění [7]

Dle frekvence otáčení dále dělíme mechanická míchadla na [3]:

- Pomaloběžná: pracují s menší frekvencí otáček, ale mnohem větším průměrem těla míchadla než míchadla rychloběžná. Tím je dosaženo stejných obvodových rychlostí. Mnohdy jsou konstrukčně řešeny až těsně ke stěně nádrže při průměru těla míchadla ($d > D/2$).
- Rychloběžná: Vyšší frekvence otáčení míchadla, která kompenzuje menší funkční plochy umístěné blízko osy rotace. Velmi malý průměr ($D/d > 2$). Výhodou je možné pevné spojení těla míchadla a elektromotoru bez nutnosti využít převodového ústrojí, což šetří investiční náklady. Většinou se používají pro míchání nízkoviskózních kapalin.

Pro zamezení prosté rotace kapaliny a usměrnění toku se ve válcových nádobách umisťují vnitřní vestavby, které jsou základní podmínkou pro vznik axiálního a radiálního proudění. Konstrukčně se většinou jedná o tenkostěnný plech, který musí odolat všem statickým a dynamickým zatížením. Především se používají radiální narážky rozmístěné po obvodu. Doporučené jsou čtyři narážky po obvodu nádrže o šířce vypočtené dle vztahu [3]:

$$b = 0,1 \cdot D \quad 2.1$$

Kde

b – šířka narážky [m]

D – průměr nádrže [m]

Nejrozšířenějšími mechanickými míchadly jsou rotační mechanická míchadla. Speciálními aplikacemi jsou pak vibrační míchadla. Jejich pohyb je vyvolán většinou elektromagneticky a využívají se především v laboratorních podmínkách. Další kategorií je míchání pohybem vlastní nádoby, tzv. klopné reaktory. Ty se používají především pro míchání sypkých směsí [3]. Pro míchání vyhnívacích nádrží lze prakticky použít pouze rotační míchadla, a proto bude další pozornost věnována pouze jim.

Při výpočtu rotačního míchadla můžeme jeho příkon definovat jako množství disipované mechanické energie předané míchadlem míchané vsádce. Energie se přemění zejména na proudění kapaliny a nepatrná část pak na ohřev míchané vsádky a okolního prostoru. Funkci míchadla je možné charakterizovat pomocí tzv. bezrozměrných kritérií, která představují různé poměry silových působení [3, 7]. Jedná se o:

Příkonové kritérium Po , které představuje poměr vnějších působících sil a sil setrvačných:

$$Po = \frac{P}{\rho \cdot n^3 \cdot d^5} \quad 2.2$$

Reynoldsovo kritérium pro míchání, které se spočítá jako poměr sil setrvačných a třecích:

$$Re_M = \frac{n \cdot d^2 \cdot \rho}{\eta} \quad 2.3$$

Freudovo kritérium pro míchání, které vyjadřuje poměr setrvačných a gravitačních sil:

$$Fr_M = \frac{n^2 \cdot d}{g} \quad 2.4$$

Kde

Po – příkonové kritérium [-]

Re_M – Reynoldsovo kritérium pro míchání [-]

Fr_M – Freudovo kritérium pro míchání [-]

P – výkon na hřídeli míchadla [W]

d – průměr míchadla [m]

n – frekvence otáčení míchadla [s^{-1}]

ρ – hustota [$kg \cdot m^{-3}$]

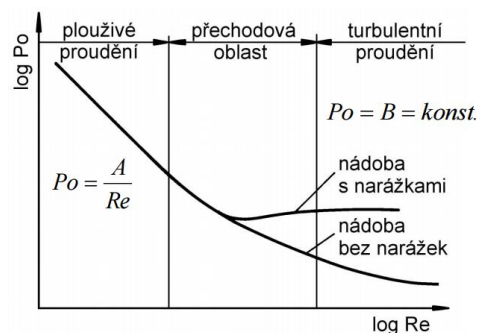
η – dynamická viskozita [$kg \cdot m^{-1} \cdot s^{-1}$]

g – gravitační zrychlení [$m \cdot s^{-2}$]

Vlivem vhodného konstrukčního rozmístění narážek, vysoké viskozity míchané vsádky nebo vysoce turbulentního proudění se však velikost gravitačních sil vůči ostatním působícím silám zanedbává, a proto se Freudovo kritérium při výpočtu míchání kapalného média neuvažuje. Obecná bezrozměrná závislost pro příkon geometricky podobných míchadel se nazývá příkonová charakteristika a můžeme ji tedy zapsat ve funkčním tvaru [3]:

$$Po = f(Re_M) \quad 2.5$$

Grafický tvar závislosti $Po = f(Re_M)$ zjištěný experimentálními metodami má potom grafickou podobu, kterou znázorňuje Obrázek 3.



Obrázek 3 - Funkční závislost příkonového a Reynoldsova kritéria pro míchání [7]

Z grafické závislosti uvedené na Obrázku 3 vyplývají tři typy oblastí [3]:

1. **Plouživé (laminární) proudění:** Oblast malých hodnot Reynoldsova čísla. V logaritmických souřadnicích se jedná o přímku a lze ji vyjádřit následující rovnicí:

$$Po = k \cdot Re_M^{-1} \quad 2.6$$

Kde

k – směrnice přímky [-]

pro většinu rotačních míchadel je v literatuře uváděna mezní hodnota Re cca 10. Výkon míchadla se pak dá vyjádřit ve tvaru:

$$P = k \cdot \eta \cdot n^2 \cdot d^3 \quad 2.7$$

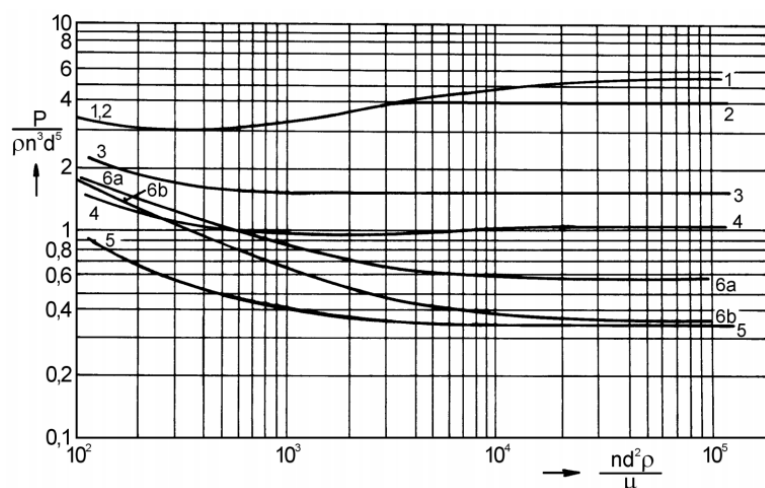
2. **Přechodová oblast:** Oblast, ve které je příkonové kritérium proměnné v závislosti na hodnotě Reynoldsova čísla. Vzhledem ke značné geometrické odlišnosti jednotlivých míchadel se nedá zcela určit její přesný rozsah, který závisí především na typu míchadla a jeho konstrukci. V odborné literatuře se uvádí rozmezí $Re_M \in <5; 10^4>$.
3. **Turbulentní proudění:** Velmi vysoké hodnoty Re ($Re > 10^4$). Oblast s velmi intenzivním turbulentním prouděním a převládajícími setrvačnými silami. Platí, že:

$$Po = konst \quad 2.8$$

a výkon míchadla v turbulentní oblasti se pak vypočítá dle vztahu:

$$P = P_o \cdot \rho \cdot n^3 \cdot d^5 \quad 2.9$$

Příkonové charakteristiky pro běžné typy míchadel a běžná geometrická uspořádání jsou uvedeny v odborné literatuře věnované míchacím zařízením (například ve zdroji [6]) a uvádí je i Obrázek 4. Při nesplnění podmínky geometrické podobnosti musejí být brány v potaz i příslušné geometrické simplex. Jedná se o poměr charakteristických veličin, které určují geometrické uspořádání míchané soustavy, např. poměr výšky nádrže k průměru nádrže, průměr nádrže k průměru míchadla apod. [3].



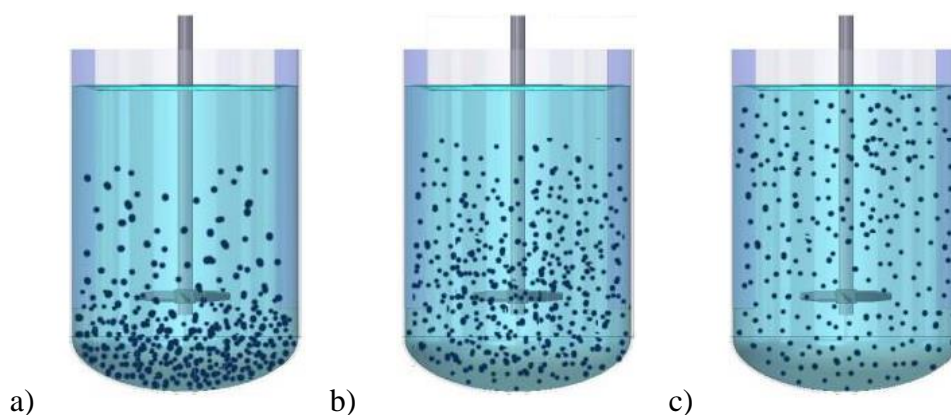
Obrázek 4 - Příkonové charakteristiky některých typů rychloběžných míchadel: 1 – turbínové míchadlo (CVS 69 1021), 2 – turbínové míchadlo bez dělicího kotouče, 3 – šestilopátkové míchadlo (CVS 69 1020), 4 – třílopatkové míchadlo (CVS 691025.3), 5 – vrtulové míchadlo (CVS 60 1019) 6a, b – zubová míchadla (CVS 69 1038.1.2) [7]

Přidáme-li do kapaliny pevné (nerozpustné) částice tuhé fáze s větší hustotou než je hustota kapaliny, vytvoří se na dně míchané nádoby usazenina. Při opatření nádoby míchadlem dochází k postupnému narušování usazené vrstvy a rozptylování částic do celého objemu nádrže a ze separovaných fází vzniká suspenze. Pro pojmenování jednotlivých stavů zavádíme následující pojmy [3]:

Vznos tuhé fáze - jde o stav, kdy jsou všechny částice tuhé fáze rozptýleny v kapalině s nerovnoměrnou koncentrací, ale zároveň je zajištěn dostatečný styk obou fází.

Homogenní vznos – objemová koncentrace tuhých částic je stejná v celém objemu míchaného média. Vyžaduje intenzivnější míchání a ve většině průmyslových aplikací není podmínkou.

Frekvence otáčení vznosu – jsou takové otáčky míchadla, kdy dosáhnou veškeré tuhé částice vznosu v kapalině s nerovnoměrnou koncentrací.



Obrázek 5 - Ilustrace míchání suspenzních systémů: a) počátek rozmíchávání usazeniny b) většina pevných částic ve vznosu c) frekvence otáčení, při které dojde ke vznosu veškeré tuhé fáze [7]

Pro zředěné suspenze se pro výpočet příkonu při míchání používá stejných závislostí jako pro jednofázové kapaliny za předpokladu, že se do vztahů použijí hodnoty hustoty a viskozity výsledné suspenze. Pro výpočet hustoty suspenze se dle [8] využívá vztahu:

$$\rho_{su} = c_v \cdot \rho_t + (1 - c_v) \cdot \rho_k \quad 2.10$$

Kde

ρ_{su} – hustota suspenze [$\text{kg} \cdot \text{m}^{-3}$]

ρ_t – hustota tuhé fáze [$\text{kg} \cdot \text{m}^{-3}$]

ρ_k – hustota kapaliny [$\text{kg} \cdot \text{m}^{-3}$]

c_v – objemový zlomek [%]

Pro výpočet dynamické viskozity se pak použije následující vztah [8]

$$\eta_{su} = \eta_k \cdot (1 + 2,5 \cdot c_v + 10,05 \cdot c_v^2 + 0,00273 \cdot \exp(16,6 \cdot c_v)) \quad 2.11$$

Kde

η_{su} – dynamická viskozita suspenze [$\text{kg} \cdot \text{m}^{-1} \cdot \text{s}^{-1}$]

η_k – hustota tuhé fáze [$\text{kg} \cdot \text{m}^{-1} \cdot \text{s}^{-1}$]

Koncentrované suspenze se obecně chovají jinak. Dle [8] lze takto vypočítat suspenze do koncentrace do 10 % pevné fáze.

Výpočet frekvence otáčení míchadla pro dosažení vzhledu částic

Pro geometricky podobná zařízení lze inspekční analýzou rovnice kontinuity a Navier-Stokesových rovnic dojít k závěru, že v turbulentní oblasti je modifikované Froudovo kritérium Fr' funkcí bezrozměrné velikosti částic d_p/D a střední objemové koncentrace pevné fáze c_v [9]. Proto platí funkční závislost:

$$Fr' = f\left(\frac{d_p}{D}, c_v\right) = C \left(\frac{d_p}{D}\right)^\gamma \quad 2.12$$

Kde

Fr' – modifikované Froudovo kritérium [-]

d_p – velikost částic [m]

D – průměr míchané nádoby [m]

C, γ – korelační koeficienty [-]

Pro výpočet korelačních koeficientů vyjadřujících suspenzační charakteristiku míchadla se v odborné literatuře uvádí následující vztahy [9]:

$$\gamma = \alpha + \beta \cdot c_v \quad 2.13$$

$$C = A \cdot \exp(B \cdot c_v) \quad 2.14$$

Kde

α, β, A, B – experimentální koeficienty charakterizující jednotlivá míchadla [-]

Jednotlivé koeficienty se zjišťují experimentálně a pro určité typy míchadel jsou uvedeny v literatuře. Poté můžeme z rovnice modifikovaného Froudova kritéria dopočítat kritické otáčky pro udržení pevných částic ve vzhledu [9]:

$$Fr' = \frac{\rho_k \cdot n_c^2 \cdot d}{g \cdot \Delta\rho} \quad 2.15$$

Kde

$\Delta\rho$ – rozdíl hustoty tuhé (ρ_t) a kapalné (ρ_k) fáze [$\text{kg} \cdot \text{m}^{-3}$]

n_c – kritické otáčky míchadla pro vznos částic [s^{-1}]

Do suspenze musí být distribuována energie ve formě výkonu míchadla, která se dá zohlednit bezrozměrným kritériem příkonu pro suspendaci π_s a vypočítá se dle vztahu [9]:

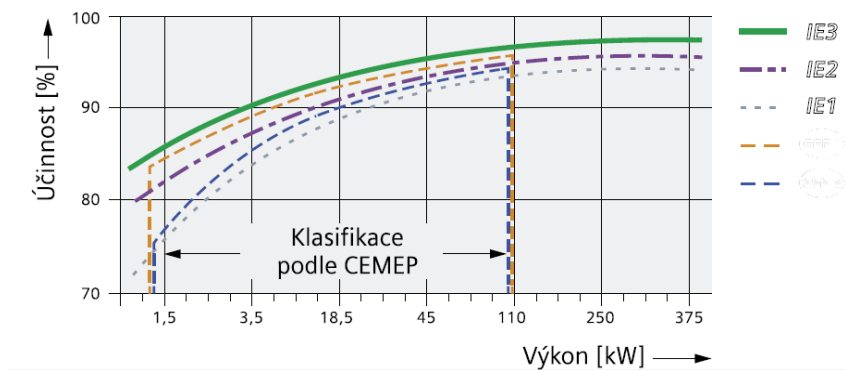
$$\pi_s = P_o \cdot \sqrt{Fr'^3 \cdot (d/D)^7} \quad 2.16$$

Kde

π_s – bezrozměrný příkon potřebný pro suspendaci [-]

Čím nižší je hodnota modulu π_s , tím efektivněji míchadlo pracuje [9].

Pro návrh elektromotoru se správným jmenovitým výkonem je potřeba navýšit vypočtený výkon na hřídeli o mechanickou účinnost převodového ústrojí a elektromotoru. Účinnost pohonu je dána jednotlivým zařazením pohonů do tříd, které znázorňuje Obrázek 6.



Obrázek 6 - Rozdíl jednotlivých tříd účinnosti elektromotorů [10]

Pro výpočet účinnosti převodovky se uvažuje hodnota uvedená v katalogu. Skutečný příkon se pak vypočítá ze vztahu:

$$P_{\text{skut}} = \frac{P}{\eta_m \cdot \eta_p} \quad 2.17$$

Kde

P_{skut} – skutečný příkon odebraný elektromotorem ze sítě [W]

η_m – účinnost motoru [-]

η_p – účinnost převodového ústrojí [-]

2.1.2 Hydraulické míchání

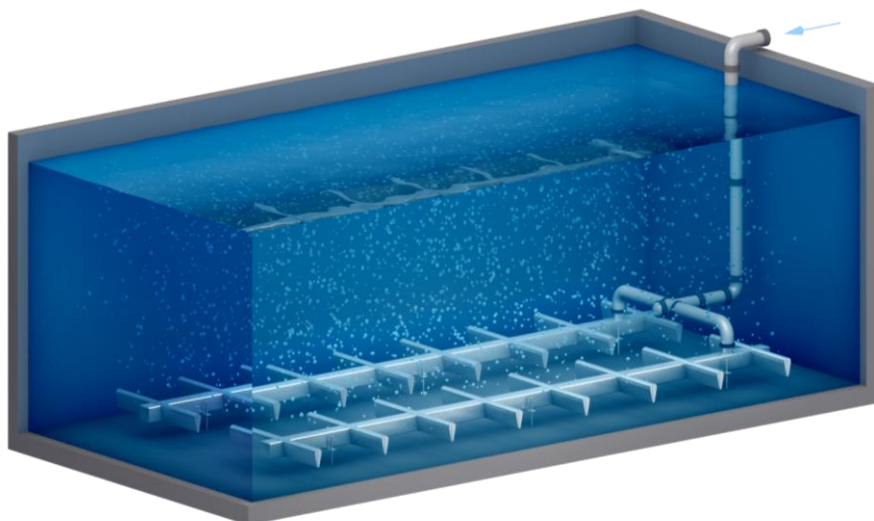
Princip hydraulického míchání spočívá v udělení hybnosti části míchané kapaliny mimo vlastní nádobu. Kapalina je kontinuálně nasávána čerpadlem a pod tlakem vytlačována zpět do nádrže pomocí trysek. Kinetická energie proudu kapaliny následně vytlačuje objem kapaliny v místě vyústění dýzy. Zároveň však s sebou strhává i okolní, původně nehybnou

kapalinu, která je uváděna do pohybu. Rozsah výsledného efektu do celého objemu nádrže je závislý na správném návrhu rozmístění a počtu trysek a vhodném dimenzování množství a výkonu čerpadel. Možná konstrukční úprava je zařazení výměníku tepla do cirkulačního okruhu, což umožňuje předávat teplo odcházejícího média cirkulované kapalině [3].

Návrh hydraulického míchání je individuální pro každý technologický proces. Závisí zde především na počtu trysek, jejich plošném a výškovém rozmístění v nádrži a na potřebném průtoku jednotlivými tryskami pro zamíchání celého objemu nádrže. Proto pro návrh neexistují žádné obecné vztahy. Jedná se především o know-how výrobců jednotlivých míchacích systémů. Na základě provozních zkušeností se v odborné literatuře uvádějí různá průtoková množství. Například pro míchání vyhnívacích nádrží se v typizační směrnici Hydroprojektu uvádí, že se má obsah fermentoru přecerpat 3-5krát za den [11], z čehož při vypočtení získáme průtočné množství. Na základě těchto údajů se potom navrhne vhodná skladba potrubních tras a čerpadla s příslušnou dopravní výškou, která překoná tlakové ztráty armatur, tlakové ztráty v tryskách, vodní sloupec míchané vsádky a zároveň dodá požadované množství kapaliny. Závislost dopravní výšky (H) a objemového průtoku (Q) je většinou udávána výrobcem čerpadla [3].

2.1.3 Pneumatické míchání

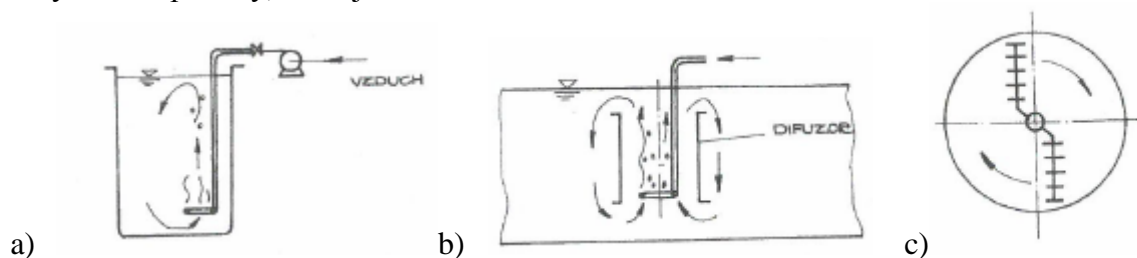
Jedná se o typ míchání, kdy je do spodní části míchané nádoby přiváděn vhodně umístěným distribučním zařízením plyn. Vytvořené bublinky plynu stoupají vlivem jejich menší hustoty na hladinu a předávají svoji kinetickou energii okolní kapalině, která je vytlačována směrem nahoru a do stran. Celý systém znázorňuje Obrázek 7.



Obrázek 7 - Provzdušňovací systém firmy INVENT [12]

Většinou se jedná o tzv. hrubobublinné systémy, kdy se bublina tvoří průchodem plynu děrovanou trubkou nebo deskou s otvory o průměru do 5 mm. Vlivem velkého rozměru mají bubliny také značnou vzestupnou rychlost, která má za následek vznik proudění kapaliny v nádobě. Složení plynu závisí zejména na požadavku daného technologického procesu. Většinou jde o vzduch, který se využívá pro míchání vsádky, nebo o vzdušný kyslík, který slouží jako oxidační činidlo. Dále se používá např. pára pro ohřev pracovního média na požadovanou teplotu. Pneumatické míchání je vhodné při velkých objemech míchaného

reaktoru nebo pro korozivní kapaliny a suspenze. Tlakovzdušné pneumatické systémy jsou konstrukčně jednoduché, ale vyžadují zařízení pro výrobu velkého množství tlakového vzduchu a většinou i rozsáhlou rozvodnou potrubní síť, což zvyšuje požadavky na údržbu a nároky na kompresory, které jsou drahé a hlučné. [3]



Obrázek 8 - Konstrukční řešení pneumatického míchání: a) pro menší nádrže b) intenzivní aerační jednotka pro velkoobjemové nádrže c) s rotačním členem [3]

Obrázek 8 představuje různé konstrukční řešení pneumatického míchání. Jak je ukázáno na Obr. 8a, lze vhodným konstrukčním umístěním aeračních elementů dosáhnout promíchání celého objemu nádrže. Míchání větších nádob je možné řešit vhodnou vnitřní vestavbou tzv. intenzivních aeračních jednotek (viz Obr. 8b). Na Obr. 8c je pak rotační modul složený z pevných děrovaných desek nebo tenkých vhodně perforovaných membrán.

Pro výpočet pneumatického míchání platí obdobná pravidla jako pro míchání hydraulické s tím rozdílem, že celý systém obsahuje kompresor místo čerpadla.

2.2 Způsob navrhování míchadla

Pro volbu jakéhokoliv typu míchadla neexistují jednoznačné kritéria a normy. Optimální způsob míchání závisí vždy na mnoha faktorech, jako jsou parametry míchané látky, tvar a velikost nádrže, požadovaná intenzita promíchávání, atd., které se při návrhu musí brát v potaz. Existují však různá doporučení, která vychází z dlouholetých provozních zkušeností u daného technologického procesu a vhodnosti použití určitých typů míchadel. Každý proces má své individuální požadavky, které je potřeba uvážit při konstrukčním návrhu míchadla [3].

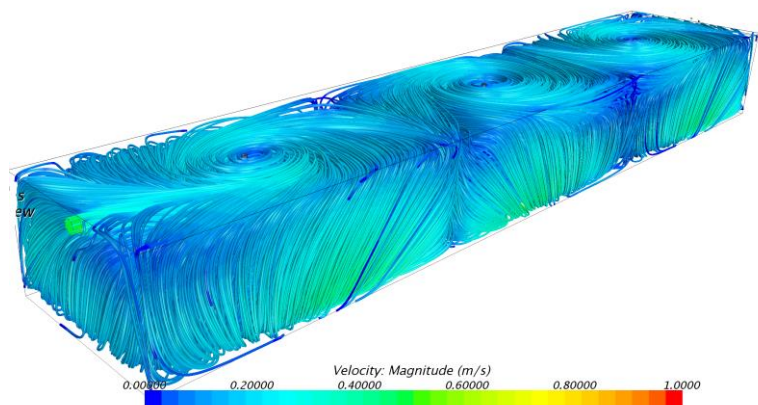
Fyzikální a hydrodynamické parametry

Funkce samotného míchadla spočívá ve vyvození pohybu vsádky. Pohyb a proudění míchaného média však nezávisí pouze na tvaru míchadla. Neméně důležitá je i poloha v nádobě, viskozita míchané vsádky a konstrukční umístění různých vestaveb uvnitř nádoby, příslušenství apod. Vzhledem ke komplexnosti všech výše zmíněných faktorů dochází v nádobě ke značně složitému proudění, které není jednoduché reálně predikovat. Proto se přistupuje k experimentálnímu řešení na zmenšeném modelu. Zde je vhodné zaměřit se především na [3]:

- **Stanovení tvaru proudnic:** Dosažení požadovaného tvaru proudnic pro rovnoměrné zamíchání celého objemu nádrže včetně méně přístupných míst.
- **Stanovení energetického vnosu** pro tvorbu požadovaného tvaru proudnic v celém objemu míchané nádrže.

- **Stanovení velikosti průtoku kapaliny:** Čerpací schopnost míchadla v jednotlivých částech kapaliny.
- **Stanovení potřebného geometrického uspořádání** nádoby s míchadlem pro zajištění požadovaných technologických parametrů.

Experimentální metody dokáží celkem věrohodně popsat a nasimulovat všechny výše zmíněné kritéria, nicméně se mnohdy jedná o velmi nákladné řešení na stavbu takového zařízení. Proto se v poslední době stále častěji užívá výpočtové dynamiky tekutin. Ukázku takové simulace uvádí Obrázek 9.



Obrázek 9 - Stanovení proudnic hyperboloidního míchadla firmy INVENT pomocí výpočtové dynamiky tekutin CFD v programu STAR-CCM+ [13]

Na něm jsou patrné proudnice od tří hyperboloidních míchadel v obdélníkové nádrži sériově umístěné za sebou. Model CFD nám detailně popisuje např. chování míchaného média v rozích nádrže, které jsou pro míchání jedny z nejkritičtějších míst. Dále můžeme sledovat, zdali nevznikají např. zkratové proudy v nádrži, kdy projde část míchaného média nádrží, aniž by splnila navrhovanou dobu zdržení, apod.

Obecné požadavky

Mimo charakteru proudění, fyzikálních a technologických parametrů jsou pro návrh optimálního míchacího systému důležité ještě další faktory, jejichž výčet je uveden na následujících řádcích:

- **Investiční náklady:** Volba správného typu míchadla by měla být kompromisem mezi užitnou hodnotou míchadla a pořizovací cenou za zařízení.
- **Provozní náklady:** Udávají zejména spotřebu elektrické energie, kterou je nutné přivést do systému, aby byly splněny všechny podmínky pro optimální chod daného technologického procesu.
- **Servisní náklady:** Cena za očekávané servisní výdaje ve sledovaném časovém horizontu. Zároveň má na ně vliv celá řada faktorů jako je například umístění pohonu v suchém/mokrém provedení, dynamické namáhání ložisek, apod.

Detailní konstrukční parametry, příslušenství, normy

Výše zmíněné faktory jsou jakousi obecnou definicí volby optimálního míchacího systému pro požadovanou aplikaci. Pro detailní návrh je potřeba uvážit několik dalších specifik. Jde například o konstrukční parametry míchadla, volitelné příslušenství míchacího aparátu nebo požadavky norem pro daný technologický proces. Následuje jejich stručný přehled [13]:

- **Frekvenční měnič:** Umožňuje hladký náběh od nízkých otáček při startu míchadla, čímž se sníží dynamické rozběhové zatížení a teoreticky i zvýší životnost všech součástí. Zároveň umožňuje plynule regulovat výkon míchadla např. při proměnné hladině v nádrži a tím energeticky zefektivní celý míchací proces.
- **PTC senzory:** Slouží jako tepelná ochrana elektropohonu míchadla před tepelným přetížením. Pohon se zahřívá zpravidla ze dvou důvodů – velkým náběhovým proudem a nízkým chladícím výkonem ventilátoru motoru při redukci otáček frekvenčním měničem.
- **Servisní faktor:** Udává přibližný poměr mezi maximálním kroutícím momentem, kterým může být převodovka zatěžována a skutečným výstupním kroutícím momentem, který je schopen poskytnout zvolený elektromotor. Dělí se dle třídy zatížení na rovnoměrná zatížení, proměnlivá rázová zatížení a těžká rázová zatížení a dále podle počtu rozběhů za určitý časový úsek. Volí se v rozsahu 1 – 2,5.
- **Softstartéry:** Umožňují hladší náběh míchadla a tím snížení dynamických rozběhových zatížení, náběhových proudů a s ním spojeného tepelného zatížení pohonu.
- **ATEX certifikace:** Směrnice, která stanoví podmínky pro použití zařízení v zóně s nebezpečím výbuchu. Základní rozdělení je pro plynné nebo prašné prostředí a do tří zón v závislosti na vzdálenosti, ve které je zařízení nainstalováno od nebezpečného prostředí. Pro nejrizikovější prostředí se pak volí systém s dvěma nezávislými prvky ochrany.
- **Ucpávky hřídele:** Slouží k zajištění plynutěnosti míchané nádoby. Konstrukčně může být řešena jako kapalinový uzávěr, měkká ucpávka nebo mechanická ucpávka.

Dalšími nedílnými součástmi míchadel jsou např. čidla průsaku s vyhodnocovací jednotkou, volba typu oleje, materiál míchadla, vypouštěcí olejové potrubí, zvedací zařízení, nátěrový systém, apod. Ideální míchací aparát je takový, který minimalizuje energetickou náročnost technologického procesu, optimálně homogenizuje celý obsah nádrže včetně špatně přístupných míst a zároveň jsou náklady na jeho údržbu minimální [13].

3. Způsoby míchání velkokapacitních nádrží

Ačkoliv je téma této práce zaměřeno na vyhnívací nádrže, není od věci alespoň rámcově zmapovat způsoby míchání jiných nádrží obdobných dimenzí. Celkově lze velkokapacitní nádrže rozdělit do dvou skupin [3]:

- **Štíhlé nádoby ($H/D > 2$):** Výhodou štíhlých nádob je malá zastavěná plocha na jednotku využitého objemu. Dle požadavků technologie můžou mít zkosenou střechu a dno.

-
- **Ploché nádoby ($H/D < 0,7$):** Jedná se o nádoby s rovným dnem, jejichž nevýhodou je velká zastavěná plocha. Pro některé aplikace je však takový tvar výhodnější.

Kde

H – výška míchané vsádky [m]

Míchání velkokapacitních nádob je komplikovanější právě jejich velkým objemem, což při standardním návrhu míchadel vedlo k neúměrné energetické i investiční náročnosti. Z tohoto důvodu je třeba při návrhu míchadla pro velkokapacitní nádrž přistupovat individuálně. V následujících podkapitolách budou uvedeny vybrané příklady velkokapacitních nádrží a způsob jejich promíchávání.

3.1 Míchání ropných nádrží

Společnost MERO ČR a.s. se zabývá dopravou a skladováním ropy. Pro skladování ropy využívá zásobníky velkých dimenzí a dokonce vlastní i vůbec největší zásobníky postavené v ČR (125 000 m³). Skladovaná ropa má relativně velký podíl tuhých částic, které při skladování klesají ke dnu, což vede k zanášení stěn nádrží a ucpávání obslužného potrubí.

Pro eliminaci tohoto jevu udržují uskladňovanou ropu ve stálém oběhu mezi jednotlivými nádržemi, popř. ji stále cirkulují v jedné nádrži. V případě nutnosti odstávky je třeba intenzifikovat proudění u dna nádrže, aby množství úsad bylo co nejmenší a tím doba jejich odstranění, a i celé odstávky nádrže co nejmenší. K tomuto účelu se do nádrží pomocí speciálních přírub u dna instalovala konvenční vrtulová míchadla, která společnost od roku 2007 nahrazuje tzv. JET Mixery. Ty promíchávají nádrž hydraulicky a z dosavadních zkušeností z provozu je tento způsob promíchání mnohem účinnější [14, 15].

3.2 Míchání potravinářských nádrží

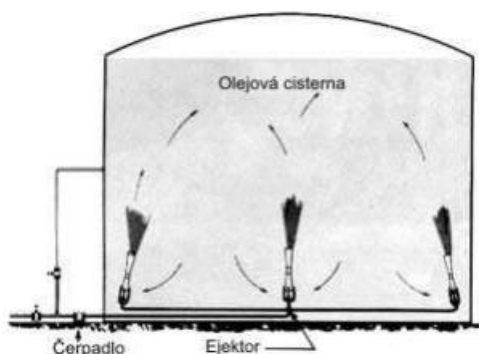
Potravinářskými nádržemi se myslí takové nádrže, ve kterých se skladují většinou suroviny pro výrobu potravin nebo přímo hotové potraviny. Hlavním požadavkem kladeným na jejich konstrukci a příslušenství je bezpodmínečná sterilita prostředí, aby skladované látky nebyly kontaminovány. I tyto nádrže musí být v určitých aplikacích promíchávány, např. zásobníky mléka. Způsobů míchání takových nádrží je opět více, ale značně rozšířené jsou aplikace tzv. bočních mechanických míchadel, která však lze využít i v jiných oblastech průmyslu.

Názvem boční míchadla (side-entering impellers) jsou označována míchadla, která jsou do nádoby přivedena skrz boční stěnu nádrže, jejich hřídel je kolmá na stěnu nádrže a jsou zcela pod hladinou kapaliny. Oproti vertikálním míchadlům je použití bočních míchadel investičně méně náročné. Pohonná jednotka míchadla je lehce přístupná v případě opravy a díky jednoduchému převodu a menším rozměrům zaručuje minimální servisní náklady pro provozovatele. Blízká poloha míchadla u dna navíc eliminuje závislost efektivity na proměnlivé výšce hladiny a umožňuje promíchávat vsádku i při nízké hladině.

Nevýhodou je těsnění hřídele v místě prostupu stěnou nádoby, kdy je ucpávka po celou dobu ve styku s míchanou kapalinou, která může být chemicky velmi agresivní a značně prodrazí konstrukční a materiálové řešení mechanické ucpávky. Další nevýhodou tohoto řešení může být nesymetrické umístění míchadel a následný problém s nerovnoměrnou disipací mechanické energie ve vsádce a tvorba tzv. „mrtvých“ zón. [16].

3.3 Míchání olejových nádrží

Olejové nádrže jsou typickým reprezentantem nádrží v chemickém průmyslu. Obecně to jsou nádrže, ve kterých se skladují kapalné látky rozdílných hustot a které nejsou vzájemně zcela rozpustné. Pro zajištění stálého a optimálního promíchání obou látek v celém objemu nádrže je možné s úspěchem použít míchací ejektor [17]. Jak je patrné z Obrázku 10, princip spočívá v tom, že pomocné čerpadlo odsává z horní části nádrže kapalinu a tlačí ji do ejektorů, které jsou umístěny u dna nádrže. Jak jimi tato kapalina proudí, dochází k přisávání usazených těžších částic ode dna nádrže, v ejektoru dojde ke smíšení a za ejektorem pak k rozvíření okolního prostředí v nádrži, čímž dojde k plynulému promíchávání roztoku v celém objemu nádrže. Míchacími ejektory lze dosáhnout stejnorodosti kapaliny v celém objemu nádrže, zvyšuje se tím její životnost a snižují náklady na údržbu.



Obrázek 10 – Míchání olejové cisterny [17]

3.4 Míchání čistírenských nádrží

V procesu čištění odpadní vody se lze setkat s celou řadou velkokapacitních nádrží, z nichž promíchávané jsou zejména vyhnívací nádrže (které jsou předmětem zájmu celé této práce a budou tedy popsány zvlášť v samostatné kapitole) a denitrifikační nádrže. Jejich účel v technologii ČOV bude popsán později, ale pro ilustraci je zde uveden jeden z možných způsobů, jak lze tyto nádrže míchat.

Míchací systém vychází z hyperboloidního těla míchadla s integrovanými dopravními žebry umístěného centrálně u dna nádrže. Díky svému tvaru vyvolává rotace míchadla sestupné proudy v místě hřídele, které jsou urychleny transportními žebry míchadla ke dnu nádrže. Dále pokračují podél dna při vzniku mikrovířů a následně vzestupně kolem stěn nádrže jsou opět stahovány proudy u hřídele. Vzhledem k optimalizované konstrukci míchadla, která je výsledkem několika desítek let výzkumu a simulací pomocí výpočtové dynamiky tekutin, dochází k rovnoměrnému promíchání celého objemu nádrže včetně rohových míst [13].



Obrázek 11 - Denitrifikační nádrž s hyperboloidními míchadly INVENT a pomocným aeračním systémem pro zimní období [13]

4. Míchání vyhnívacích nádrží

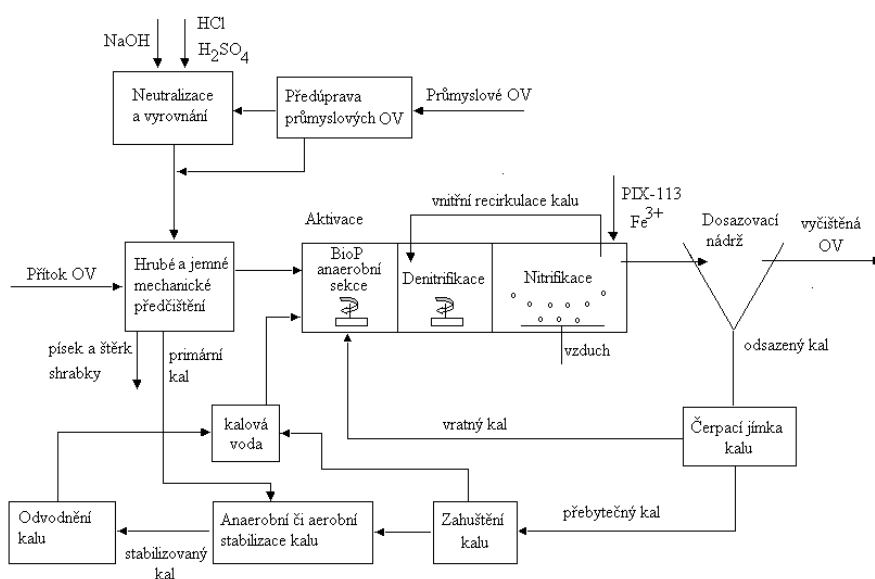
Vyhnívací nádrže jsou ústředním zařízením kalového hospodářství na čistírně odpadních vod a oproti jiným nádržím přináší jejich provoz jistá specifika, které budou popsány v následujících podkapitolách. S ohledem na ně pak musí být navržen přijatelný způsob míchání vyhnívacích nádrží.

4.1 Seznámení s vyhnívacími nádržemi

Surový kal s jeho charakteristickými chemicko-biologicko-fyzikálními vlastnostmi vzniká sérií dílčích čistírenských procesů, než se z něj stane plnohodnotná surovina pro výrobu bioplynu ve vyhnívacích nádržích [18]. Proto se v následujících řádcích zaměříme na vznik kalu na ČOV.

4.1.1 Čištění odpadních vod

Produkce odpadních vod dosahuje v ČR téměř miliardu m^3 , které můžeme rozdělit na vody splaškové, průmyslové a srážkové. Eliminovat toto znečištění má za úkol čistírna odpadních vod, kde se využívá několika na sobě návazných technologických procesů, které mají postupně za cíl účinně, ekonomicky a s ohledem na energetickou spotřebu vyseparovat nečistoty z odpadní vody. Zjednodušené schéma všech dílčích procesů, které probíhají na čistírně odpadních vod, uvádí Obrázek 12.



Obrázek 12 - Jednoduché blokové schéma uspořádání čistírny odpadních vod [13]

Výsledným produktem je vyčištěná voda, která splňuje platné legislativní limity stanovené příslušným správním orgánem pro konkrétní čistírnu odpadních vod. Odpadní produkty jsou následně dále zpracovávány buď přímo na ČOV nebo jsou předány dalším subjektům, které je eliminují dle platných předpisů stanovených vyhláškou [13].

Mechanické předčištění

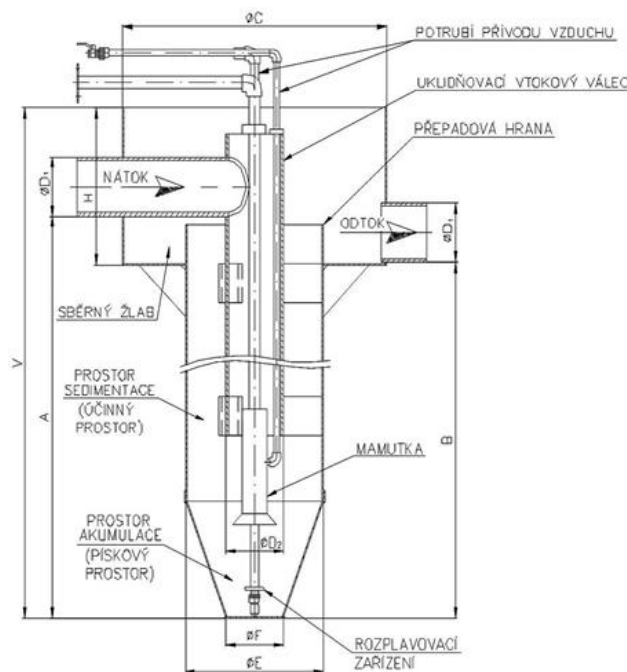
Odpadní vody přitékají na ČOV městskou kanalizací, kde se vlivem drsnosti potrubí homogenizují, větší částice se vlivem tření rozmělní na menší, vyrovná se teplota, pH, apod., dále natékají na jednotlivé stupně mechanického předčištění, jehož hlavní funkcí je ochrana

strojně-technologického zařízení, zejména čerpadel před poruchami a neplánovanými odstávkami [13, 18].

Prvním stupněm mechanického předčištění je lapák hrubých nečistot sloužící k zachycení rozměrných nebo těžkých nečistot, které by se neměly ani dostat do kanalizace (kusy dřeva, šterk, hadry, kov, aj.) [18]. Následují česle, které mají za úkol z vody vyseparovat hrubé plovoucí nečistoty – shrabky – což jsou kusy potravin, plastů, textilií, vláken, apod. Konstrukčně se jedná o ocelové pruty posazené pod různým úhlem a s různou roztečí zasazené do pevného rámu. Dle velikosti průlin se dělí na:

- Hrubé česle (většinou ocelové pruty s průlinami 2-10 cm)
- Jemné česle (nejčastěji v řádu 3-10 mm)

K zachycení drobných anorganických nečistot jako písek a škvára do velikosti zrn 0,1-0,2 mm slouží lapák písku. Konstrukční řešení lapáku písku schématicky znázorňuje Obrázek 13. Při absenci nebo nesprávné funkci lapáku písku se tyto nečistoty dostávají až do vyhnívací nádrže, kde sedimentují a redukují užitný objem, což má negativní vliv na výtěžnost tvorby bioplynu a vede k častější údržbě [13, 18, 19].

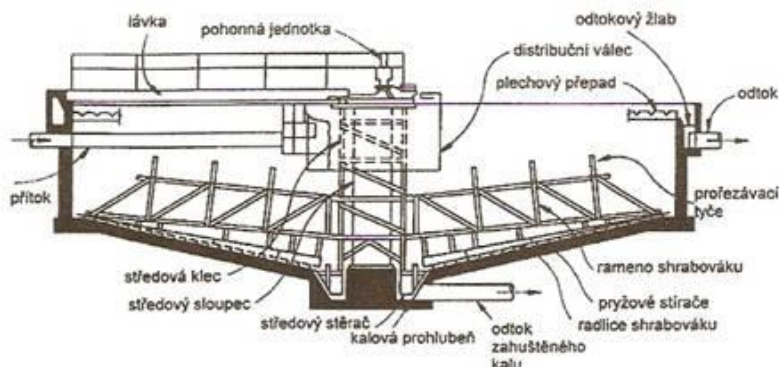


Obrázek 13 – Lapák písku [20]

Za lapákem písku obvykle následuje lapák tuků. Tuky snižují účinnost biologického čištění tím, že zhoršují přestup kyslíku do mikrobiální směsné kultury. Využívá se schopnosti tuků ve vodě flotovat, což je podporováno i pomocí tlakového vzduchu – tuk se nabalí na vzduchové bubliny a díky jejich kinetické energii je vyneseno na hladinu v podobě pěny, která je následně mechanicky stírána [13, 18, 19].

Poslední stupeň jemného mechanického předčištění představuje usazovací nádrž (viz Obrázek 14). Ta slouží k separaci nerozpuštěných organických látek unášených v odpadní vodě po hrubém mechanickém předčištění, které jsou schopny za normálních podmínek

sedimentovat. Vzniká tak gravitačně zahuštěný primární kal s vysokým podílem organických látek, které se dále zpracovávají v kalovém hospodářství [13].



Obrázek 14 - Usazovací nádrž [19]

Biologické čištění

Aktivační proces je dnes nejrozšířenějším způsobem biologického čištění odpadních vod. Principiálně se jedná o kontinuální kultivaci biomasy v otevřeném systému za nesterilních podmínek se zpětným recyklem. Cílem biologického čištění je odstranit substrát (zejména organické látky) z mechanicky předčištěné odpadní vody. Probíhá v biologickém reaktoru (aktivačních nádržích) působením mikroorganismů, které jsou přítomny v odpadní vodě ve formě suspenze (aktivovaný kal). Výsledné mikrobiální složení aktivovaného kalu se stabilizuje samovolně podle složení odpadní vody, uspořádání a technologických parametrů aktivace. Různé druhy mikroorganismů v aktivovaném kalu (nitrifikační bakterie, denitrifikační bakterie, apod) konzumují substrát při podmínkách vhodných danému procesu [13, 18]. Jednotlivé biologické procesy jsou uvedeny v Tabulce 1:

Tabulka 1 - Probíhající biologické procesy v závislosti na prostředí [13]

Prostředí	Oxické (Kyslíkaté)	Anoxické (Bezokyslíkaté) Θ_2	Anaerobní prostředí $\Theta_2, \text{NO}_3^-, \text{NO}_2^-$
Konečný akceptor elektronů	Kyslík O_2	Dusičnany NO_3^- Dusitany NO_2^-	Organické meziproducty metabolismu
Probíhající pochody	<ul style="list-style-type: none"> Oxidace organických látek Nitrifikace Akumulace fosfátů při biologickém odstraňování fosforu 	<ul style="list-style-type: none"> Denitrifikace doprovázená odbouráváním organických látek Akumulace fosfátů při biologickém odstraňování fosforu 	<ul style="list-style-type: none"> Anaerobní odbourávání organických látek Vytváření zásobních látek za současného uvolňování fosforu při biologickém odstraňování fosforu Desulfatace

Rozvíjí se tedy pouze ta skupina, která má ideální podmínky pro svoje dělení – to znamená, že např. v nitrifikační nádrži (oxickém prostředí) je provzdušňováním podporována tvorba speciálního typu bakterií, které oxidují dusitanový a amoniakální dusík na dusík dusičnanový, růst ostatních mikrobiálních kultur je omezen. Aktivační směs je tvořena smíšením odpadní vody a vratného aktivovaného kalu, který přitéká do aktivačních nádrží [13, 18].

V anoxické denitrifikační nádrži se redukují dusičnany a dusitany na plynný dusík, který se uvolňuje do ovzduší. Její účinnost je závislá na dostatku snadno odbouratelného organického substrátu a na dostatečné recirkulaci kalové směsi z konce nitrifikační nádrže na začátek denitrifikace. Vzhledem k absenci kyslíku se denitrifikační nádrže míchají většinou vertikálními nebo horizontálními míchadly [13, 18].

V oxické zóně dochází k oxidaci amoniakálního dusíku na dusitany, které jsou následně opět oxidovány mikroorganismy na dusičnany. Celý proces vyžaduje dodávku značného množství kyslíku, který je zajišťován pomocí aeračního systému. Bubliny navíc předávají svoji kinetickou energii vločkám aktivovaného kalu a udržují je ve vznosu k zajištění velkého měrného povrchu a kontaktu s čištěnou odpadní vodou. Dle způsobu dodávky kyslíku do nitrifikační nádrže můžeme aerační systémy rozdělit na:

- Pneumatické (jemná, střední, hrubobublinná aerace)
- Mechanické (horizontální, vertikální)
- Hydropneumatické

Nejpoužívanějším typem aeračních elementů je membránová pneumatická aerace. Díky variabilní perforaci membrán dokáže vyhovět různým technologickým požadavkům velikosti bubliny, a navíc se jedná o bezúdržbové řešení [13, 18].

Závěrem biologického čištění je dosazovací nádrž, jejíž hlavním účelem je separovat aktivovaný kal z biologického čištění od vyčištěné odpadní vody pomocí sedimentace. Další funkcí je gravitační zahuštění aktivovaného kalu na dně nádrže. Část kalu se vrací ve formě vratného kalu zpět na začátek biologického čištění, zbytek zahuštěného odseparovaného aktivovaného kalu se odvádí jako kal přebytečný na další zpracování do kalového hospodářství [18]. Možné konstrukční řešení uvádí Obrázek 15.



Obrázek 15 - Konstrukční řešení dosazovací nádrže od společnosti VHZ-DIS [21]

4.1.2 Kalové hospodářství

Kal vstupující do kalového hospodářství na ČOV se skládá ze dvou látkových proudů odebíraných v různých stupních čištění odpadní vody. Prvním z nich je primární kal, který se odebírá před biologickým čištěním ze dna usazovací nádrže. Jedná se především o těžké nerozpuštěné organické látky, které vlivem své velikosti a hmotnosti dobře sedimentují na dno nádrže. Druhým proudem v kalovém hospodářství je kal sekundární, tzv. přebytečný kal, a se jedná o nadměrnou biomasu vzniklou v aktivačních nádržích. Ten se odebírá se z proudu

vratného kalu („recyklu“) z dosazovací nádrže do aktivace. Jeho množství by mělo odpovídat denní produkci kalu, aby byla dodržena požadovaná koncentrace kalu v aktivaci bez výrazného kolísání. Odkaluje se buď kontinuálně, nebo diskontinuálně (zejména u menších ČOV). Přebytečný kal obsahuje 60 až 70 % organických látek v sušině a rovněž i patogenní mikroorganismy, které způsobují nebezpečnou vlastnost kalu – infekčnost. Podle platných legislativních předpisů o odpadech nesmí být ukládány na povrchu nebo pod povrchem terénu odpady bez předchozí úpravy (např. skládkování či aplikace na zemědělské půdě). Tato problematika je ustanovena v zákoně č. 185/2001 Sb. O odpadech v platném znění a vyhláškou MŽP č. 382/2001 Sb., o podmínkách použití upravených kalů na zemědělské půdě v platném znění. Z tohoto důvodu je již přímo na ČOV aplikována biologická úprava, která vytvoří ze surového kalu stabilizovaný materiál [13, 18].

Zahuštění kalu představuje první stupeň přípravy kalu pro jeho další stabilizaci a hygienizaci. Jeho účelem je oddělit z kalu maximální množství vody při současném zachování jeho čerpatelnosti (maximální objemový podíl pevné složky cca 60 kg/m³). Kaly se na ČOV zahušťují zejména následujícími způsoby:

- Gravitačně
- Strojně (pásové a rotační zahušťovače, zahušťovací odstředivky)

Pro anaerobní stabilizaci se kal gravitačně zahušťuje v jímkách s odběrem odsazené vody po dobu cca 4 hodin s výslednou sušinou 2%. Na větších ČOV se uplatňuje strojní zahušťování kalu. Jedná se o cezení kalu na síť, kdy vyvločkový kal (po nadávkování polymerního flokulantu) aglomeruje na větší částice a zahušťuje se až na cca 5 – 6 %. Výhodná pro následnou anaerobní stabilizaci je i úprava odstředivky, kdy se do proudu kalu umístí lyzovací zařízení, který naruší buněčné membrány, které ztěžují přístup bakterií k substrátu [22].

Stabilizace kalu má za cíl snížit obsah organických látek obsažených v aktivovaném kalu do takové míry, aby nepodléhal kal intenzivnímu rozkladu. Dělíme ji na:

- Aerobní stabilizaci kalu
- Anaerobní stabilizaci kalu

Při aerobní stabilizaci je přibližně 60 % energie spotřebováno na syntézu nové biomasy a 40 % se ztrácí ve formě reakčního tepla. U anaerobní stabilizace je 90% energie obsažené v substrátu ve formě organického materiálu transformováno do bioplynu, cca 5 % je spotřebováno na růst nové biomasy a zbylé procento se ztrácí ve formě reakčního tepla. Anaerobní stabilizace kalu je investičně velmi nákladná technologie. Z tohoto důvodu je tedy vhodná až od určitého množství kalu (velikost ČOV cca od 15 000 ekvivalentních obyvatel) [22].

4.1.3 Proces anaerobní fermentace

Při anaerobní stabilizaci kalu (methanizaci) dochází k rozkladu biologicky rozložitelné organické hmoty kalu pomocí směsné anaerobní mikrobiální kultury v anaerobním (bezokyslíkatém) prostředí provázené produkcí bioplynu. Celý proces probíhá v přírodě samovolně a ve fermentorech je pouze intenzifikován k dosažení co nejvyšší výtěžnosti bioplynu. Cílem vyhnívání je snížit obsah organických látek v přiváděném substrátu, zredukovat množství kalu a s ním i finanční zátěž na jeho zneškodnění, hygienizace pro další

využití např. jako hnojivo a zlepšení struktury půdy a dosažení efektivnější energetické bilance ČOV produkcí bioplynu a jeho následným spalováním v kogenerační jednotce. Získaná energie stačí pokrývat energetickou potřebu celého procesu. Dochází při něm ke značné redukci sušiny kalu až o 50 % oproti kalu surovému. Nevýhodou celého procesu jsou vysoké investiční náklady na stavbu fermentorů, jejichž objem musí být dimenzován na dlouhou dobu zdržení a separovaná kalová voda po anaerobní stabilizaci vykazuje značně koncentrované znečištění organickými a anorganickými látkami určenými k dalšímu čištění [11][13][22]

Celý proces se skládá z několika na sobě návazných biologických procesů. Každá jednotlivá skupina mikroorganismů má své specifické vlastnosti. Při konverzi organického materiálu postupně vlivem jednotlivých mechanismů vznikají nové chemické sloučeniny až na výsledné produkty – metan a oxid uhličitý. Výsledný produkt jedné skupiny se stává substrátem (meziproduktem) pro skupinu druhou. Směsná anaerobní mikrobiální kultura se skládá ze čtyř na sobě závislých skupin mikroorganismů, jejichž zjednodušený výčet uvádí Tabulka 2.

Tabulka 2 - Směsné mikrobiální kultury [11, 23]

Mikroorganismy	Bakterie	Substrát	Produkt
Hydrolitické	Fakultativně anaerobní bakterie	Makromolekulární rozpuštěné i nerozpuštěné organické látky (bílkoviny, tuky, polysacharidy)	Nízkomolekulární látky schopné transportu do buněk (aminokyseliny, jednoduché cukry, mastné kyseliny,...)
Acidogenní	Kyselinotvorné bakterie	Produkty hydrolytických bakterií	Organické kyseliny, H ₂ , CO ₂ ,)
Acetogenní	Octotvorné bakterie	Produkty acidogenních bakterií	CH ₃ COOH (kyselina octová), Acetáty, H ₂ , CO ₂
Methanogenní	Metanové bakterie	Produkty acetogenních bakterií	CH ₄ , CO ₂ , H ₂ O

Optimální chod celého procesu je tedy závislý na součinnosti jednotlivých druhů mikroorganismů. Jestliže nejsou zajištěny ideální podmínky pro konverzi u jedné ze skupin, snižuje to účinnost celého procesu a má negativní dopad na výslednou produkci bioplynu. Celý proces a jeho stabilita je ovlivňována řadou různých faktorů, které mají vliv na konstrukční řešení navrhované vyhnívací nádrže nebo ovlivňují životní prostředí mikroorganismů uvnitř fermentoru. Jedná se o souhrn několika procesních veličin a technologických postupů, které jsou uvedeny na následujících řádcích:

- Teplota: Jeden z nejdůležitějších faktorů, určuje klasifikaci výsledné bakteriální kultury (mezofilní, termofilní, psychofilní). Vyšší teplota má přímý vliv na lepší hygienizaci kalu. Vyšší teploty mají za následek zvýšení reakčních rychlostí uvnitř systému a dosahované vyšší výtěžnosti bioplynu a kratší době zdržení ve vyhnívací nádrži. Vzhledem k vodnímu prostředí je spodní teplotní hranice určena bodem mrazu 0°C, maximálně je v rozmezí od 70°C - 90 °C, ale v praxi se této teploty vzhledem k energetické bilanci procesu nedosahuje. Optimální hodnoty jsou v mezích pro mezofilní a termofilní anaerobní stabilizaci, jak uvádí Tabulka 3. Pro udržení stability procesu je nutné zajistit minimální teplotní gradienty v celém objemu nádrže. Adaptace vzniklých mikroorganismů na novou teplotu je možná po cca 1 měsíci [11, 22, 23, 24].

Tabulka 3 - Klasifikace mikroorganismů do teplotních tříd [11]

Kultura mikroorganismů	Tmin	Topt	Tmax
Psychrofilní	< 0	< 15	< 20
Termotolerantní mesofily	< 0	> 15	> 20
Mesofilní	> 5	< 45	< 50
Tolerantní termofily	< 25	> 45	> 50
Termofilní	> 25	> 45	> 50
Termotolerantní extrémní termofily	< 45	> 65	> 70
Extrémní termofily	> 45	> 65	> 70

- Reakce prostředí (pH): Optimální hodnota pH pro růst mikroorganismů by měla být v neutrální oblasti (okolo 6,5 - 7,5) [11, 23, 24].
- Toxické a inhibující látky: Jedná se o takové chemické látky, které mají negativní vliv na probíhající biologické procesy. Při vysokém pH se jedná zejména o amoniak, při nízkém o mastné kyseliny [11, 23, 24].
- Vlhkost: Přítomnost vody je důležitá pro množení a práci bakterií. Je nutné je udržet v suspenzním roztoku s cca 50 % obj. H₂O. [23]
- Přítomnost nutrientů: Jedná se o prvky, jejichž výskyt je na výstupu do recipientu monitorován a legislativa vyžaduje jejich eliminaci, nicméně jsou i důležitými prvky pro chod celého procesu. Dále jsou v procesu důležité mikronutrienty (Ca, Mg, S, Ni, Co, Mo, Se, W). Čistírenský kal (vyjma průmyslových) většinou nepředstavuje potíže při metanizaci. [23, 24]
- Doba zdržení: Má přímý vliv na produkci a výtěžnost bioplynu. Mikroorganismy potřebují čas ke zpracování a transformaci veškerého substrátu na bioplyn. Nesmí docházet k vyplavování aktivní biomasy [23, 24]
- Velké kontaktní plochy: Nerozmělněné kusy materiálu obsahují malé kontaktní plochy s ohledem na jejich objem, prodlužují dobu vyhnívání a mají za následek vznik kalového stropu. [23]
- Odplynování: Je nutné odebírat vzniklý bioplyn jak z prostoru plynojemu, tak i z kalového prostoru, kde vznikají malé plynové bubliny a vytvářejí hluchá místa a mohou zamezit styku aktivní biomasy s čerstvým substrátem. [23]
- Sedimentace těžších částic: I přes optimálně fungující mechanické předčištění na ČOV se do anaerobních nádrží dostávají drobné těžší částice (např. písčité zrna), které se usazují na dně nádrže, zaplňují prostor fermentoru a snižují účinný objem pro vyhnívání. [18]
- Rovnoměrný přísun substrátu: je nutné zajistit dostatečnou homogenizaci celého objemu nádrže, aby nedocházelo k nadměrnému zatěžování zón fermentoru. [11, 23, 24]

-
- Koncentrace vstupního materiálu: Optimální koncentrace surového zahuštěného kalu snižuje návrhovou velikost fermentoru (čím vyšší koncentrace, tím menší projektovaný objem kalojemu), nicméně nesmí být až moc vysoká, aby byla zachována čerpatelnost a míchatelnost kalu. Zároveň se zbytečně neohřívá podíl balastní vody. [22]

Některé podmínky jsou jednoduše splnitelné např. konstrukčním řešením vyhnívací nádrže (zamezení přístupu světla, kyslíku, apod.), u jiných podmínek není jejich splnění jednoduché. Mnoho důležitých podmínek lze vyřešit vhodně zvoleným způsobem míchání, které tak představuje jedno z klíčových zařízení vyhnívací nádrže.

V současné době je nejrozšířenější mesofilní stabilizace kalů. Dříve se provozovala v teplotním rozmezí 33–37 °C, dnes je optimální teplota nastavena na 38–40 °C. Na větších ČOV se dnes již provozují i termofilní stabilizace, které jsou účinnější při stabilizaci kalu, zajišťují větší produkci bioplynu a snížení doby zdržení díky rychlejšímu procesu. Při mesofilní stabilizaci se průměrně dosahuje 400 – 475 l bioplynu na 1 kg přivedených organických látek, při termofilní pak cca 550 – 625 l bioplynu. Zároveň probíhají první pokusy s hypertermofilní oblastí nad cca 65°C. Obvyklé složení vyprodukovaného bioplynu na ČOV je 62–66 obj. % metanu. Zhruba 30 % pak připadá na CO₂ a zbylé procenta tvoří N₂ O₂ a S₂. Výhřevnost bioplynu je pak v rozmezí od 22 – 23,6 MJ/m_N³ [22].

Stav procesu můžeme sledovat řadou veličin, které charakterizují průběh dílčích procesů nebo celkový průběh fermentačního procesu. Jedná se o následující veličiny rozdělené dle skupenství:

- Plyná fáze: zde se sledují především kvalitativní a kvantitativní charakteristiky bioplynu, tedy jeho celkové vyprodukované množství a zároveň složení, zejména pak obsah CH₄, CO₂, H₂, CO, H₂S, apod.
- Kapalná fáze: nejdůležitějším ukazatelem je zde především pH, dále pak celková koncentrace mastných kyselin (nejlépe však jednotlivé mastné kyseliny), neutralizační kapacita a koncentrace amoniaku.
- Tuhá fáze: v tuhé fázi nás zajímá koncentrace suspendovaných látek a jejich organická frakce, koncentrace dusíku, sedimentační a filtrační vlastnosti suspendovaných látek.

Vzhledem ke komplexnosti celého fermentačního procesu neexistuje jediná veličina, která by charakterizovala celý průběh a zároveň nelze jednoznačně obecně stanovit množství, četnost a konkrétní sledované veličiny. Vše záleží na individuálních podmínkách provozu, složení přitékajícího znečištění, typu reaktoru, jeho zatížení, způsobu provozu a zejména zkušenosti obsluhujícího personálu [24]. Z toho vyplývá, že ani kvalitu míchání nelze u vyhnívacích nádrží proměřit a jednoznačně posoudit. Na základě zkušeností z provozu lze pouze určit, které způsoby míchání se pro tento typ nádrží nehodí, ale nedá se určit, který je nejlepší.

Bioplyn je plyný produkt anaerobního vyhnívání kalu. Před jeho dalším využitím většinou následují technologické kroky pro úpravu bioplynu do požadované kvality (odsíření, apod.) pro následující aplikace:

- Palivo pro plynovou turbínu k výrobě elektřiny
- Palivo pro produkci tepla
- Palivo pro kogenerační jednotku

-
- Stlačení do nádrže a využití jako palivo pro pohon vozidel
 - Dávkování do plynového potrubí

Nejefektivnějším využitím bioplynu je v dnešní době kombinovaná výroba elektrické a tepelné energie v kogeneračních jednotkách. Při kogeneraci se z 1 m³ bioplynu vyhnílého čistírenského kalu vyrobí přibližně 1,8 kWh elektrické energie a 3,0 kWh energie ve formě vody o teplotě 90°C. Část tohoto tepla se vrací zpět do procesu na vyhřívání fermentoru pro zajištění potřebné teploty pro danou bakteriální kulturu, zbylé teplo se většinou využívá na ohřev užitkové vody a pro vytápění provozních budov [18, 25].

Vyhnílý a stabilizovaný kal je odpadní produkt z vyhnívací nádrže, ze kterého jsou separovány dvě fáze – pevná a kapalná. Kal může být využit několika způsoby:

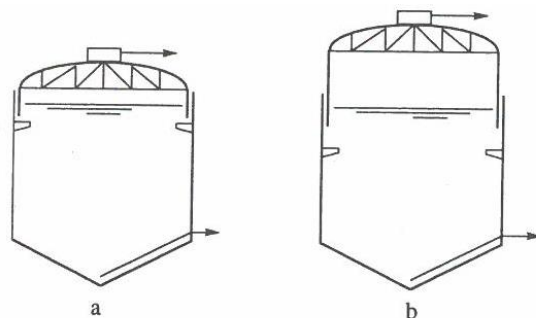
- Hnojivo pro přímé aplikace na zemědělské půdě
- Hnojivo určené pro další úpravu před výslednou aplikací
- Podestýlka pro zvířata
- Spalování
- Skládkování

Konečné využití kalu je obvykle zvoleno na základě jeho kvality, obsahu zbytkových patogenních látek, těžkých kovů, zbytkových nutrientů a poptávkou na lokálních trzích. Z legislativního hlediska je prioritní druhotné využití odpadní suroviny před skládkováním. Zemědělské využití maximálně vyhovuje těmto požadavkům na recyklaci cenných odpadních látek – nutriční elementy, humusotvorné látky, apod. Tam, kde je z důvodu ohrožení potravinového cyklu člověka nežádoucí výskyt polutantů, se přistupuje k termickému využití kalů. Zde je však nutné zajistit požadovanou kvalitu emisí a druhotné využití popela, což je velmi nákladné řešení [18, 25].

Kapalná fáze (tzv. kalová voda) odchází zpět na ČOV. Dávkování kalové vody se provádí před aktivací nádrže a musí být řízené vzhledem k vysokým koncentracím látek, které by nárazově zatížily celou biologickou sekci na ČOV [18].

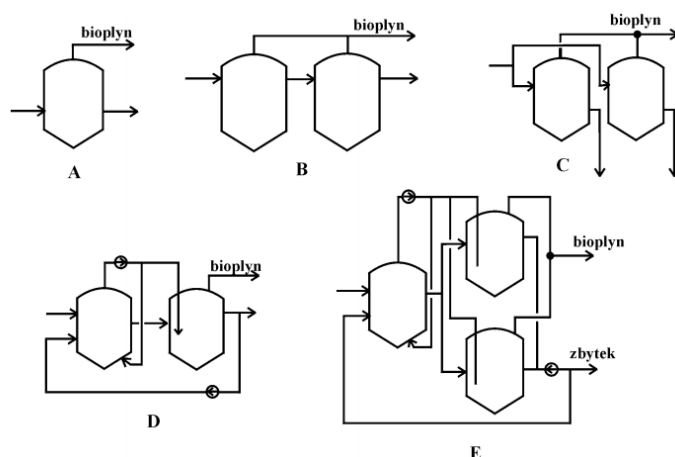
4.2 Používané konstrukce vyhnívacích nádrží

Konstrukční provedení vyhnívacích nádrží by mělo zajistit splnění optimálních podmínek pro běh fermentačního procesu. Současně by mělo minimalizovat investiční náklady s ohledem na rentabilitu celého procesu po dobu plánované životnosti vyhnívací nádrže. Dále by měla volba správného typu fermentoru ovlivnit i budoucí náklady spojené s provozem a servisem samotné obálky nádrže, ale i jejího technologického vstrojení. Anaerobní reaktory jsou vodotěsné a plynotěsné nádrže s různými vestavbami (většinou míchací aparát a zařízení pro ohřev substrátu na požadovanou technologickou teplotu). Stávající konstrukce vyhnívacích nádrží jsou většinou železobetonové nebo z předepjatého betonu ocelovými kabely, méně zastoupené jsou poté svařované nádrže z ocelového plechu, šroubované ze smaltovaného plechu, plastové a laminátové nádrže. Strop nádrže se konstruuje převážně pevně spojený s tělesem nádrže. Starší konstrukce disponují plovoucím stropem, kdy plave víko nádrže na hladině (obr. 16a). Toto uspořádání umožňuje užívat stálý tlak plynu nad hladinou i při změně objemu reakční směsi [11, 18]



Obrázek 16 – Metanizační nádrže: a) s plovoucím stropem, b) s nasazeným plynojemem [11]

Vestavby reaktorů se vyrábějí z kombinace železobetonu, oceli, plastů, laminátů a dřeva. Užité objemy anaerobních reaktorů jsou většinou od stovek m³ až do 15 000 m³. Při požadavku na větší zpracovávanou kapacitu kalu se používá více nádrží v různém zapojení. Nejběžnější sestavy fermentorů jsou uvedeny na následujícím obrázku [11]:



Obrázek 17 – Sestavy fermentorů: A) Reaktor jednostupňový průtočný, B) Sériově zapojené reaktory – průtočný systém, C) Paralelní zapojení reaktorů, D) Sériové zapojení reaktorů – dvoustupňový proces s recyklem, E) Sérioparalelní reaktory [26]

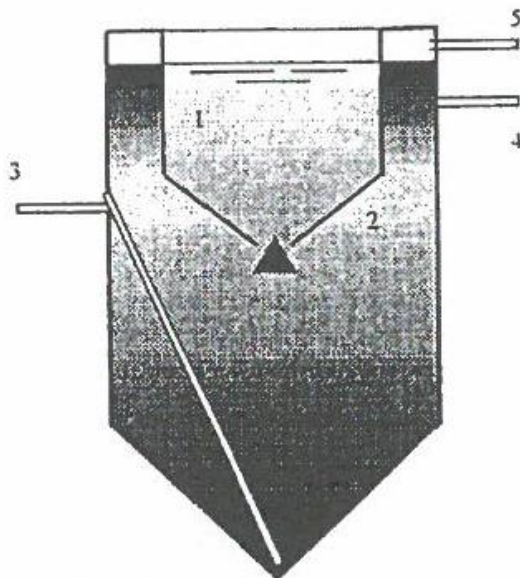
Pro míchání má uspořádání fermentorů zásadní roli. Určuje, jak intenzivně bude fermentor promícháván, pokud je v nádrži nějaký míchací systém vůbec umístěn. Např. při sériově zapojeném fermentoru (Obrázek 17B) je většinou první reaktor míchaný a podílí se na celkové produkci bioplynu z 90 %. Druhý reaktor v sérii slouží jako uskladňovací nádrž pro doběh fermentačního procesu s minimální výtěžností bioplynu [26].

4.2.1 Atypické konstrukce vyhnívacích nádrží

Štěrbínová nádrž

Jedná se o nejstarší konstrukční typ vyhnívací nádrže někdy také nazývané jako Imhoffova dle jejich zakladatele. Princip je uveden na Obrázku 18. Do prostoru v horní části nádrže (1) přitéká odpadní voda. Těžší kalové částice sedimentují na dno sedimentačního prostoru (1) a odsazený kal propadá štěrbinou do fermentačního prostoru (2). Zde se vlivem anaerobní

fermentace stabilizuje a poté je několikrát ročně odčerpáván (3). Plovoucí kal je odtahován pomocí potrubí ve vrchní části nádrže (4). Vzniklý bioplyn je jímán (5) ve zvonu nebo odpouštěn do atmosféry.



Obrázek 18 - Štěrbínová dvojúčelová (Imhoffova) nádrž: 1 – sedimentační prostor, 2 – fermentační prostor, 3 – odběr stabilizovaného kalu, 4 – odtah plovoucího kalu, 5 – odvod bioplynu [8].

Vzhledem k jednoduché nevytápěné konstrukci jde o velmi neefektivní řešení vyhnívací nádrže s dlouhou dobou zdržení a malým vývinem bioplynu. Proto se u těchto nádrží nepočítá s plynovým hospodářstvím a využitím bioplynu pro další účely. Poměr sedimentačního a metanizačního prostoru se pohybuje od 1:3 do 1:5 [11].

Kulové nádrže

Jedná se spíše o konstrukční raritu než o masové nasazení těchto nádrží do běžného provozu. Nejvýhodnějším konstrukčním tvarem z hlediska minimálního povrchu je kulový tvar nádrže (viz Obrázek 19), který má však mnoho nevýhod, jakými jsou špatný odběr kalu ze dna nádrže a zároveň dochází k nalepování vrstvy kalu na stěny nádrže vlivem ostrého úhlu dotyku hladiny se stěnami. Z tohoto důvodu již nádrže takového tvaru nebudou dále rozváděny.



Obrázek 19 - Kulové nádrže [27]

Fermentor ve skále

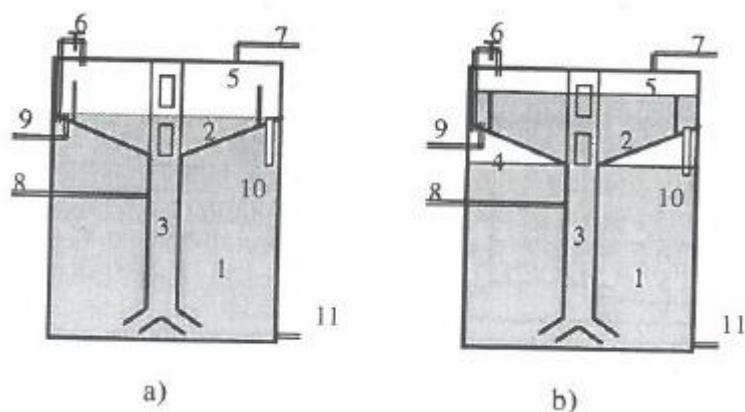
Zajímavé řešení se podařilo vyprojektovat v norském Oslu. Čistírna odpadních vod Bekkelaget, která slouží zejména pro eliminaci odpadních vod z hlavního města Norska, potřebovala intenzifikovat svůj provoz, aby plně dostačovala potřebám narůstající městské aglomerace a vzrůstající průmyslové výrobě. Zároveň ale narazila na omezení místa pro novou zástavbu. Bylo rozhodnuto, že se veškerá technologie kompletně zasadí uvnitř skály. Na Obrázku 20 jsou vidět armatury a opláštění zabudovaného fermentoru [27].



Obrázek 20 - Fermentační nádrž ve skále na ČOV Bekkelaget [40]

Anaerobní pulzační reaktor typu BIMA

Vícekomorový pulzační reaktor BIMA je speciální konstrukcí, kdy je míchání reaktoru způsobeno pulzací jeho objemu mezi jednotlivými komorami vnitřní vestavby reaktoru. Rozložení fermentoru je uvedeno na Obrázku 21 – hlavní fermentační komora je umístěna ve spodní části nádrže (1), horní komora ve vrchní části reaktoru (2) a obě komory jsou spojeny přečerpávací sekci (3). Plynové prostory jednotlivých komor (4) a (5) jsou propojeny plynovým potrubím s uzavírací armaturou. Na začátku pulzačního cyklu (Obrázek 27a) jsou vzhledem ke spojeným nádobám vyrovnány hladiny v obou komorách. Fermentací dochází k produkci bioplynu, jehož zvyšující se tlak začne přetlačovat hydrostatický tlak od vodního sloupce a obsah spodní části fermentoru je postupně čerpán přes přepouštěcí sekci (3) do vrchní komory, jak je uvedeno na Obrázku 27b). Vytvořený bioplyn se odvádí vedením (7)

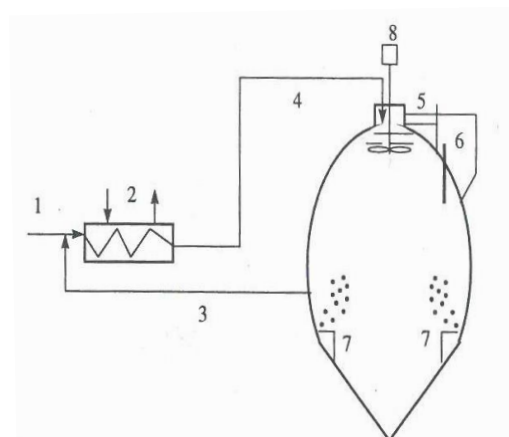


Obrázek 21 - Anaerobní pulzační reaktor typu BIMA [11]

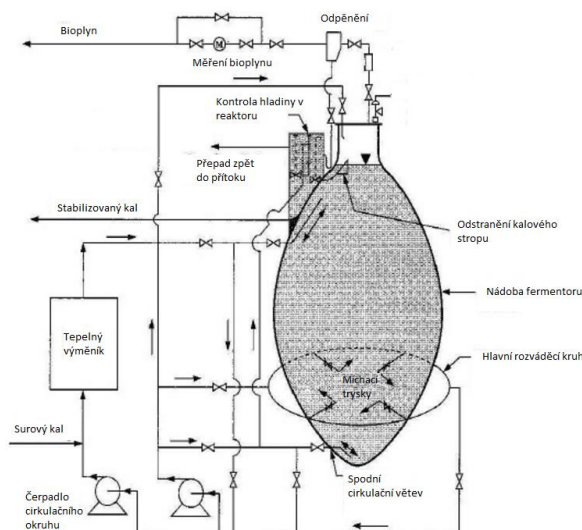
Po dosažení požadované hladiny začne dávkování surového kalu do přepouštěcí sekce (8) a vyhnílá reakční směs přepadá do odtoku (9). Surový kal je koncentrovanější, těžší a sedimentuje na dno nádrže. Část směsi přestupuje šachtou (10) do horní komory. Po ukončení dávkování se otevře ventil (6) čímž se uvolní přetlak ve spodním plynovém prostoru (4) a hladiny se vyrovnají do výchozího stavu, což rozmíchá přivedený substrát u dna reaktoru. Těžké sedimenty se odtahují potrubím (11). Celý proces se poté opakuje asi 4x – 8x denně. Tato konstrukce je vhodná pro nízkozatížené vyhnívací nádrže s vysokou dobou zdržení vzhledem k nedostatečnému efektu míchání [11].

4.2.2 Metanizační nádrže vejcovité konstrukce

Jedná se o nádrž, která má výšku o mnoho větší než průměr. Konstrukčně jde o kombinaci kuželovitěho tvaru a koule. Vejčitý tvar nádrže je výhodný z několika důvodů – eliminuje usazeniny tuhých podílů na stěnách nádrže, kuželové dno znesnadňuje tvorbu usazenin na dně nádrže. Díky malé ploše u hrdla nádrže vzniká značný samovolný efekt míchání pomocí unikajícího bioplynu. Ten je umocněn recirkulovaným kalem, který je odebírán ze dna nádrže a přes výměník tepla je ohřátý na požadovanou teplotu veden zpět do různých částí nádrže. Tvar nádrže garantuje malou zastavěnou plochu na užitný objem. Část reaktoru bývá zapuštěna pod úroveň terénu (až do cca 1/3 výšky). Nevýhodou jsou vyšší investiční náklady. Celý technologický proces probíhající uvnitř vejčité metanizační nádrže je uveden na následujících obrázcích:



a)

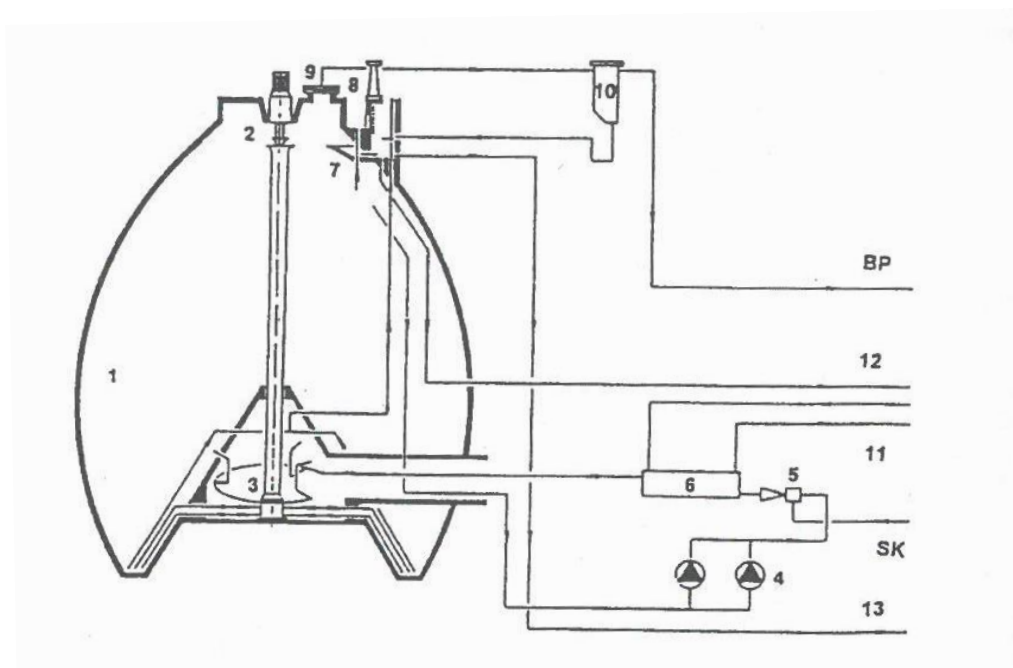


b)

Obrázek 22 - Vejčitá metanizační nádrž: a) Míchání pomocí recirkulace kalu a pneumaticky pomocí bioplynu: 1 – přívod surového kalu, 2 – výměník tepla, 3 – recirkulace reakční směsi za účelem ohřevu, 4 – dávkování do metanizační nádrže, 5 – odstraňování pěny a „kalového stropu“, 6 – přepadová komora, 7 – soustava trysek pro míchání bioplynem, 8 – rozrážení plovoucí vrstvy [11] b) Míchání recirkulací kalu [28]

Dávkování kalu (Obrázek 22a) probíhá před tepelným výměníkem (2), kde se mísí přívod surového kalu (1) s recirkulovaným kalem (3) z reaktoru. V něm se substrát zahřeje na provozní teplotu dle požadavku technologie. Odtud putuje soustavou potrubí do vrchní části nádrže, kde je nadávkován zpět do reaktoru (4). Míchání je zajištěno primárně soustavou trysek (7), sekundárně pak samotnou cirkulací kalu. Rozrážení plovoucí vrstvy je zajištěno míchadlem (8) umístěným na stropě nádrže. Správně navržený okruh hydraulického míchání (Obrázek 22b) navíc zajišťuje i cirkulaci kalu [11, 28].

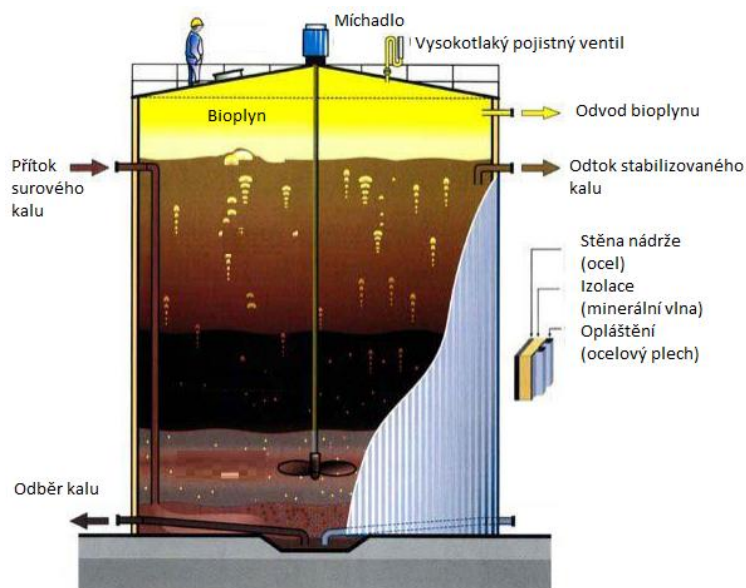
Vejčité metanizační nádrže se dnem ve tvaru W jsou konstrukčně podobné řešení jako u vejčité metanizační nádrže s tím rozdílem, že má fermentor speciálně tvarované dno ve tvaru písmene W, což je znázorněno na Obrázku 23. Výhoda tohoto uspořádání je ve snadnější eliminaci těžších sedimentovaných částic na dno nádrže. Surový kal (SK) je v injektorovém směšovači (5) smíchán s recirkulovaným kalem kalovými čerpadly (4) a přes výměník tepla (6), který materiál zahřeje na provozní teplotu dávkován rozvodem (3) zpět do nádrže. Prostor metanizační nádrže (1) je zároveň míchán vřetenovým míchadlem typu Halberg (2), které nasává kal přes potrubí ze dna nádrže a distribuuje surový kal s částicemi písku do celého objemu nádrže [11].



Obrázek 23 - Vejčitá metanizační nádrž se dnem ve tvaru W: 1 – metanizační nádrže, 2 – vřetenové míchadlo, 3 – rozvod ohřáté směsi, 4 – kalová čerpadla, 5 – injektorový směšovač surového kalu, 6 – výměník tepla, 7 – odstraňování plovoucí vrstvy, 8 – kontrola výšky hladiny, 9 – plynový dóm, 10 – zachycování pěny, 11 – topná voda, 12 – k odvodňování kalu, 13 – bezpečnostní přepad, SK – surový kal, BP – bioplyn [11].

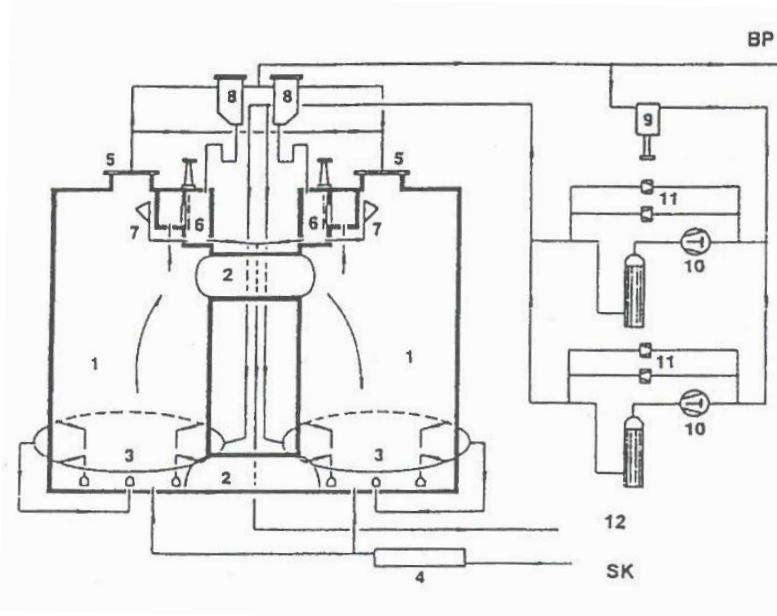
4.2.3 Metanizační nádrže válcovité konstrukce

Jedná se o nejčastěji používané vyhnívací nádrže na ČOV v České Republice. Konstrukčně se většinou liší podle provedení dna a víka nádrže. Jedno z možných konstrukčních řešení je uvedeno na Obrázku 24.



Obrázek 24 - Schéma věžovité metanizační nádrže s kónickým dnem a vrchem [22]

Další možné řešení válcové vertikální nádrže s plochým dnem navrhla firma Oswald Schulze v roce 1995. Jak je patrné z Obrázku 25, bývá konstruována jako dvojče se společným propojením v horní a dolní části nádrže vhodně tvarovaným potrubím. Surový kal je přes výměník tepla (4) dávkován do spodní části nádrže. Mezitím je potrubními rozvody (3) vháněn do nádrže bioplyn, který způsobí cirkulaci kalu z jedné metanizační nádrže do druhé (1) skrz spojovací krčky (2) v horní a dolní části nádrží [11].



Obrázek 25 - Věžovitá metanizační nádrž s plochým dnem: 1 – metanizační nádrže, 2 – spojovací potrubí, 3 – rozvod bioplynu, 4 – výměník tepla, 5 – plynový dóm, 6 – kontrola výšky hladiny, 7 – odstraňování plovoucí vrstvy, 8 – zachycování pěny, 9 – kapalinová uzávěra bioplynu, 10 – plynové kompresory, 11 – kontrola tlaku, 12 – k odvodňování kalu, SK – surový kal, BP – bioplyn [11].

Pohyb kalu (naznačen šipkami) způsobí míchání a zároveň distribuuje čerstvý surový kal do celého objemu obou vyhnívacích nádrží. Tímto způsobem, kdy se bioplyn vhání pouze do jedné z nádrží, se dá ušetřit až 50 % nákladů na míchání vyhnívací nádrže. Vzniklý bioplyn je odváděn přes plynový dóm (5) a zachycování pěny (8) do plynojemu. Část z tohoto proudu je přes bezpečnostní kapalinový uzávěr (9) vedena do plynových kompresorů (10) a využita právě pro míchání vyhnívací nádrže. Kal je odvodňován ve spodní části nádrže (12). Dále je fermentor osazen odstraňováním plovoucí vrstvy (7), kontrolou výšky hladiny (6) a kontrolou tlaku bioplynu (11) [11].

Srovnání současných konstrukčních trendů s původním koncepčním návrhem

Většina původních vyhnívacích nádrží byla navrhována na základě empirických údajů, jejímž výchozím parametrem bylo tabelované množství znečištění připadající na jednoho obyvatele. Nové konstrukce vyhnívacích nádrží zapracovávají více jak 20 let zkušeností od provozovatelů, nového výzkumu a nabízejí větší efektivitu transformace organického znečištění na požadovaný bioplyn. Takové praktické srovnání konstrukčních řešení nabízí například nádrže plynového hospodářství na ČOV Varnsdorf zobrazené na Obrázku 26 [11, 29].



Obrázek 26 – Srovnání konstrukčního řešení vyhnívacích nádrží na ČOV Varnsdorf (napravo: starý typ fermentoru, nalevo: moderní vyhnívací nádrž) [29]

4.3 Používané způsoby míchání

V předchozích kapitolách byl prozatím obecně popisován princip míchání se zaměřením na velkokapacitní nádrže. Míchání fermentorů a velkokapacitních nádrží se liší především požadavky technologického procesu na konstrukci míchadel. Pro větší názornost bude uvedeno několik aplikací různých druhů a typů míchacích zařízení, které se úspěšně využívají ve vyhnívacích nádržích po celém světě. Následující příklady jsou nejprve obecně popsány a následně rozděleny dle konkrétního typu míchání a konstrukčního řešení. Volbou míchacího systému se tedy snažíme dosáhnout zejména [11, 23, 28, 30, 31]:

- Zajištění optimálního kontaktu mezi aktivní biomasou a přítokem nového substrátu
- Rovnoměrné distribuce čerstvého substrátu do celého objemu nádrže
- Zajistit fyzikální, chemickou a biologickou homogenitu v celém objemu nádrže (zamezit místnímu přetížení)
- Zamezit stratifikaci (vzájemné segregaci jednotlivých vrstev na kapalnou a pevnou)
- Eliminovat teplotní gradienty a zajistit dynamickou stabilitu celého systému.
- Minimalizovat tvorbu kalového stropu a usazování částic na dně nádrže
- Zamezit tvorbě bioplynových kapes a umožnit únik vzniklého bioplynu ze suspenze směrem do plynojemu
- Eliminovat vliv vysokých koncentrací toxických látek
- Snížit frekvenci údržby fermentoru

Pro produkci a co nejefektivnější výtěžnost bioplynu je nejdůležitější splnění co největšího počtu výše uvedených podmínek. Mimo míchací systémy, které jsou uvedeny v následujících kapitolách, se ve vyhnívacích nádržích vyskytuje samovolný efekt míchání založený na jednoduchých fyzikálních principech. Rozdílem hustot se segreguje těžší materiál, který gravitačně sedimentuje na dno nádrže a vytlačuje lehčí materiál vzhůru, čímž dochází k přeskupování hmoty v celém objemu, a tedy i jejího míchání. Naopak vzniklý bioplyn, který se tvoří rovnoměrně v celém objemu vyhnívací nádrže, je lehčí než kalový substrát a má tedy tendenci unikat, stoupat vzhůru, a předávat svou kinetickou energii okolnímu materiálu.

Dalším samovolným efektem je difuzní míchání, kdy mají částice dané látky tendenci přecházet z prostředí o vyšší koncentraci do prostředí s nižší koncentrací – snaží se nahodile dosáhnout rovnovážného stavu v celém objemu nádrže. Přeskupují se a dochází k vnitřnímu pohybu celé soustavy. Všechny tyto samovolné fyzikální děje ale nejsou dostatečně intenzivní a většinou nedostačují podmínkám technologického procesu. Pro intenzifikaci míchání je nutné vystrojit nádrž zařízením na vhodném principu, které splní všechny požadované parametry [11, 18].

4.3.1 Mechanické míchání

Existují dva základní druhy mechanických míchadel – volně uložené v prostoru nádrže, které přímo předávají mechanickou energii míchanému médiu, a míchadla v potrubí, které se chovají jako čerpadla a kde se mechanická energie mění na tlakovou a ta je následně distribuována do celého objemu nádrže. Níže uvádím výhody a nevýhody mechanických míchadel [31, 32, 33, 34]:

Výhody:

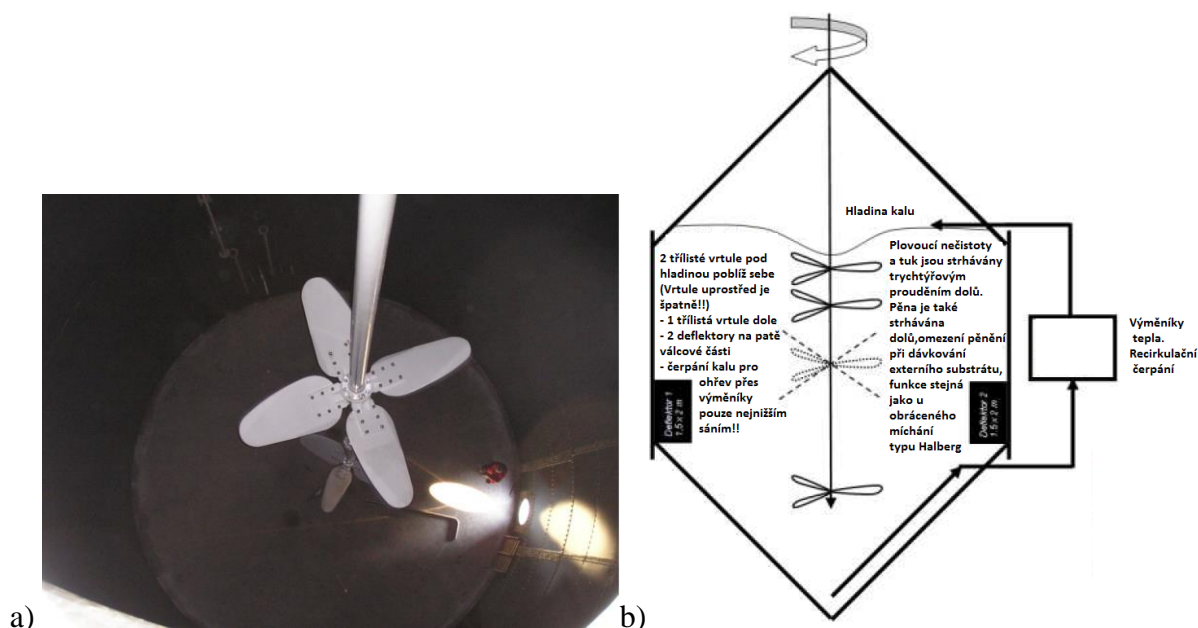
- Méně náchylné k riziku výbuchu oproti míchání plynem
- Dostatečný energetický vnos pro míchání různých typů nádrží a uspořádání
- Pohonná jednotka s frekvenčním měničem může plynule upravovat otáčky míchadla na základě požadavků technologického procesu
- Pohon je namontován vně nádrže, což garantuje snadný přístup pro obsluhu
- Nejsou vyžadovány žádné speciální konstrukční úpravy fermentoru
- Pomaloběžná míchadla

Nevýhody:

- Na vrtule míchadel se mohou namotávat různé kusy vláknitých částic a způsobit nevyváženost celé soustavy, což může vést k deformaci
- Uvolněné shluky vláknitých látek mohou ucpávat potrubí
- Optimální energetický vnos musí být volen s ohledem na proměnlivou hladinu ve fermentoru
- Pro zajištění všech statických a dynamických účinků je většinou nutné udělat konstrukční úpravy pro kotvení míchadla

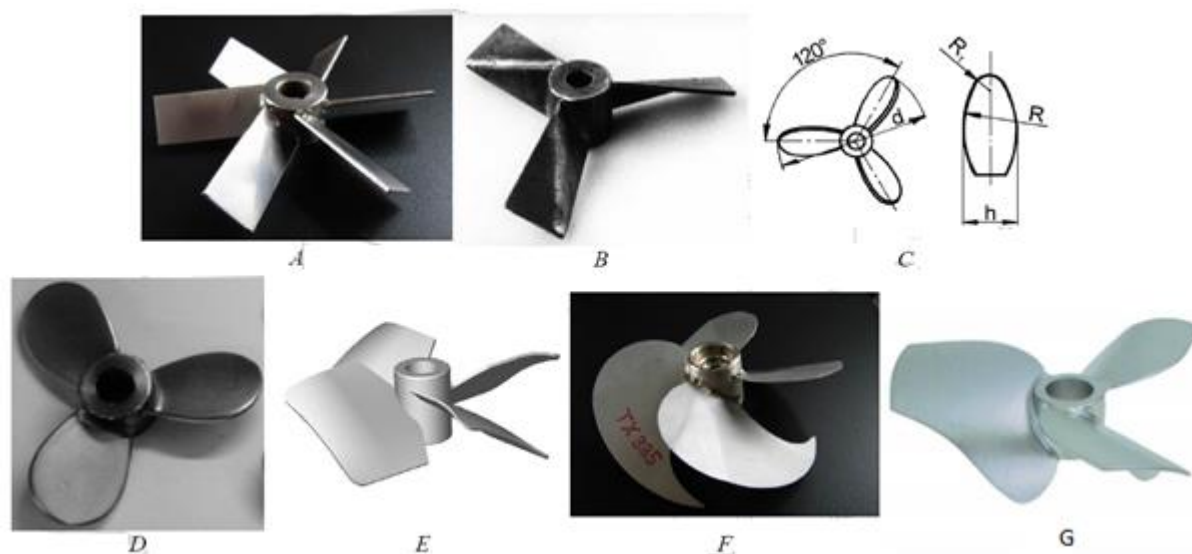
Vertikální míchadlo

Vertikální míchadlo se skládá z pohonu ukotveného na nosné konstrukci (většinou na střeše fermentoru). Z převodového ústrojí vede hřídel, na které jsou většinou dvě nebo tři řady míchadel. Celé zařízení je zobrazeno na Obrázku 27a. Rozložení vrtulových míchadel a velikost deflektorů je dáno zejména předpokládanou návrhovou výškou hladiny v nádrži. Plovoucí nečistoty, tuk a pěna jsou strhávány vrchní sérií míchadel (Obrázek 27b) trychtýřovým prouděním dolů. Na hřídeli je nainstalováno kapalinové labyrintové těsnění pro zamezení úniku bioplynu. Pohon umístěný nad hladinou je snadno přístupný pro obsluhu zařízení a pro případný servisní zásah.



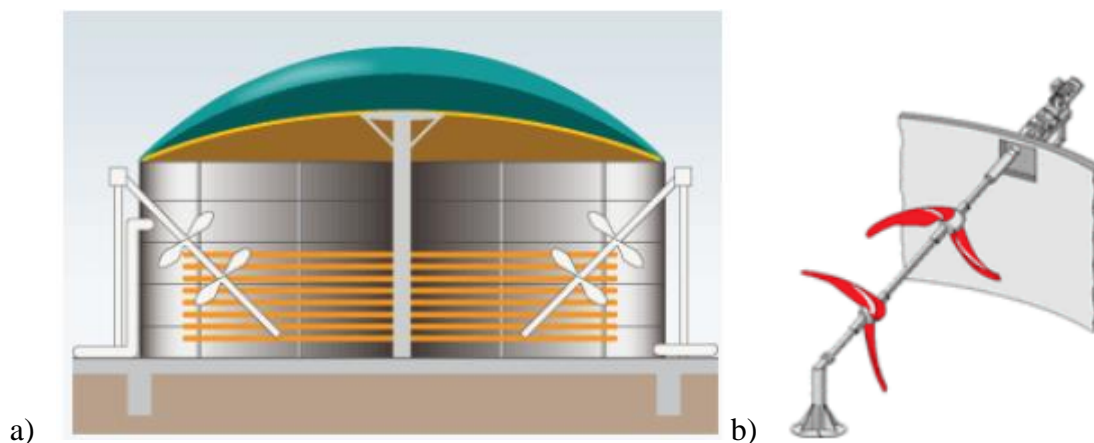
Obrázek 27 – Míchadlo s vertikálně umístěnou hřídelí: a) Ilustrace ve fermentoru [35] b) optimální rozložení etážových míchadel [36]

Nejběžnější aplikace jsou s využitím vrtulových míchadel. Zároveň se však můžeme setkat i s lopatkovými míchadly. Běžné tvary míchadel uvádím na následujícím obrázku:



Obrázek 28 - Axiální míchadla užívaná ve fermentorech: A) Šestilopátkové míchadlo s lopatkami skloněnými pod úhlem 45° B) Třílopatkové míchadlo s rovnými lomenými lopatkami s tvarem lopatek dle CVS 69 1043 C) Vrtulové míchadlo dle CVS 69 1019, D) Vrtulové míchadlo EKATO E) Míchadlo LIGHTNIN A315, F) míchadlo Techmix TX335 [7] G) Vrtulové míchadlo SCABA [37]

Vertikální míchadlo nemusí být umístěné jen v ose nádrže. Pro menší typy nádrží se využívá míchadlo umístěné na boční stěně nádrže se šikmo uloženou hřídelí. Takové uspořádání je na Obrázku 29a. Při velkém zatížení se zároveň používá přídavné ložisko ukotvené do dna nádrže (Obrázek 29b). Toto řešení ale vnáší do celého systému další mechanický člen, který může být budoucím zdrojem problémů zejména při kontaktu s částicemi písku [30].



Obrázek 29 - Míchadlo umístěné ze stěny nádrže: a) Provedení bez kotvení b) Provedení s kotvením [30]

Ponorné horizontální míchadlo

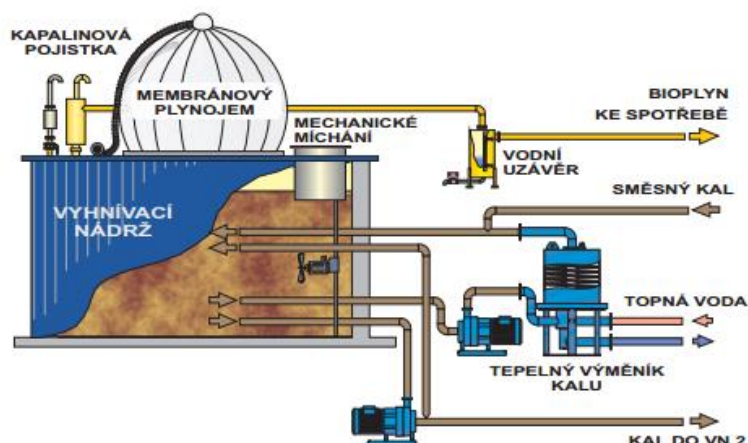
Ponorná horizontální míchadla se s úspěchem využívají pro míchání velkoobjemových kalových nádrží. Aplikace ve vyhnívacích nádržích se začínají nově objevovat s rekonstrukcemi plynového hospodářství na ČOV. Jak je uvedeno na Obrázku 30, jedná se o dvojkřídlou nebo trojkřídlou vrtuli. Ta je přes hřídel spojena s planetovým převodovým ústrojím pohonné jednotky. Proti průsaku odpadní vody do zařízení je míchadlo konstrukčně řešeno tříkomorovým těsnícím systémem s mechanickými ucpávkami ve stupni ochrany IP68.



Obrázek 30 - Ponorné horizontální míchadlo WILO: a) Konstrukce míchadla [38], b) Vodicí zařízení s ilustrací možnosti polohování míchadla [30]

Na zadní straně míchadla je vodící zařízení, do kterého se zasune vodící tyč, která je pevně ukotvena ke dnu nádrže a slouží jako vedení při vytahování míchadla. To je zajištěno zvedacím zařízením s navijákem vně nádrže, které je s míchadlem spojeno ocelovým lanem za oko ve vrchní části zařízení. Míchadlo lze libovolně polohovat ve vertikálním i horizontálním směru (Obrázek 30b) pro pokrytí celého objemu nádrže dle technologických požadavků. Vzhledem k tomu, že při procesu anaerobní fermentace musí být zajištěno prostředí bez přístupu kyslíku, provádí se běžná údržba míchadla pomocí speciálně konstrukčně navržených montážních otvorů (ilustračně na Obrázku 31), které umožňují vyjmout míchadlo bez porušení plynotěsnosti a odstávky plynového hospodářství [38, 39].

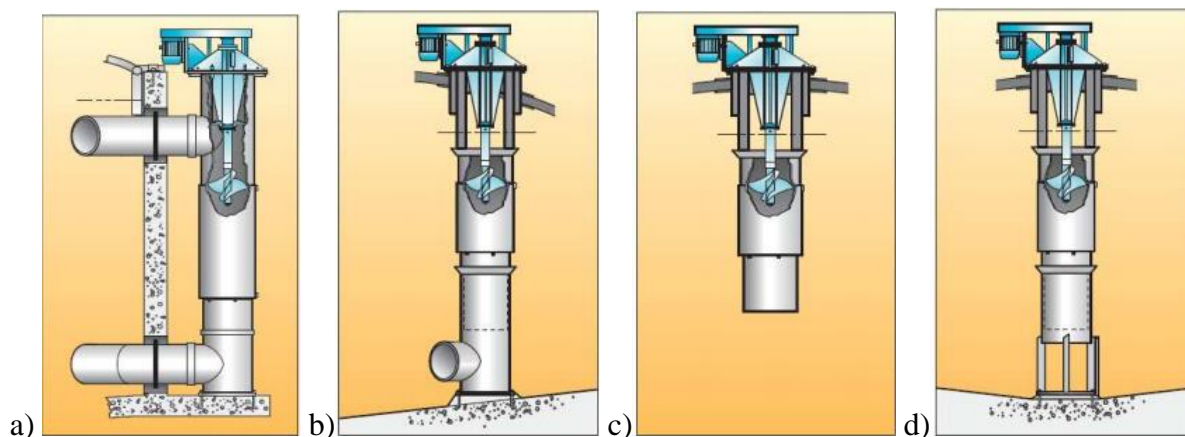
TECHNOLOGICKÉ SCHÉMA VN



Obrázek 31 - Ponorné horizontální míchadlo na ČOV Varnsdorf – Ilustrace konstrukčního řešení firmy K&K Technology [39]

Cirkulace kalu pomocí mechanického míchadla umístěného v potrubí

Systém se skládá z vrtulového míchadla v externě nebo interně umístěném potrubí. Funguje na principu přečerpávání kapaliny z jednoho místa fermentoru do druhého. To uvede vsádku fermentoru do pohybu a promíchá obsah celé nádrže. První konstrukční typy tohoto zařízení měly problémy se zanášením a namotáváním vláknitých látek. Nové konstrukční tvary vrtulí a zpětný chod tyto problémy eliminovaly.

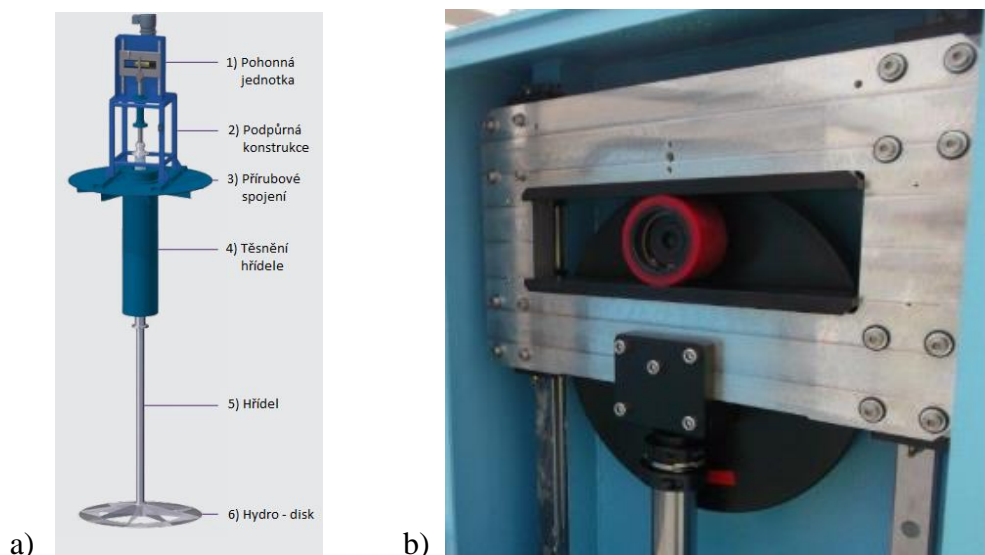


Obrázek 32 – Konstrukční řešení cirkulace kalu mechanickým míchadlem v potrubí: a) externí potrubí b) potrubí kotvené na střeše fermentoru s horizontálním sáním/výtlačem umístěným na dně nádrže c) potrubí ukotvené na střeše fermentoru d) potrubí ukotvené na střeše fermentoru s centrálním potrubím a sáním/výtlačem v ose míchadla [30]

Existuje několik konstrukčních variant systému, jejichž detailní popis je uveden na Obrázku 32. Na potrubí je možno umístit tepelný výměník, který zajišťuje ohřev přečerpávaného kalu na provozní teplotu

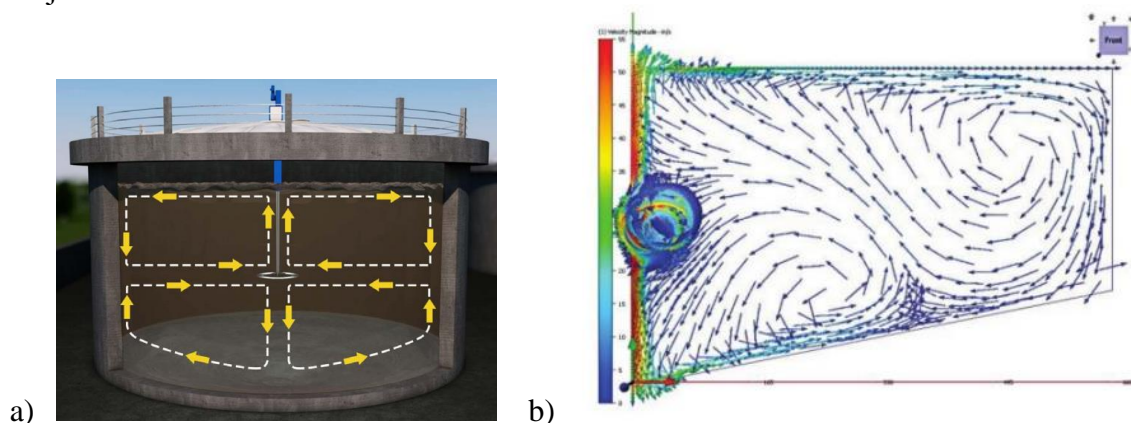
Míchadlo s přímočarým vratným pohybem

Jedná se o zvláštní typ míchacího aparátu patentovaného jak v Americe, tak i v Evropě firmou OVIVO™, který prozatím nemá v Česku žádné reálné aplikace. Jeho funkce je nejlépe patrná z Obrázku 33a. Přímočarý vratný pohyb ve vertikální ose je vyvozen pohonnou jednotkou (1), která je přes přidavnou podpůrnou konstrukci (2) pevně spojena k přírubovému spojení (3). To zároveň slouží jako ukotvení celého systému k fermentoru [40]



Obrázek 33 - Míchadlo s přímočarým vratným pohybem OVIVO: a) Jednotlivé komponenty b) Mechanismus převodu rotačního pohybu na vratný [40, 41].

Hřídel pohonné jednotky je na výstupu z převodového ústrojí spojena s rotačním diskem (detail uveden na Obrázku 33b), který má na obvodu excentricky umístěný válec. Ten je zasazen dovnitř vodícího mechanismu s ližinami, které udržují požadovaný směr. Po uvedení pohonu do provozu se roztočí disk a válec se začne dle jeho polohy pohybovat po kruhové dráze. Zároveň však válec koná i rotační pohyb kolem své osy a přímočaře se pohybuje ve vodícím mechanismu. Tím je docíleno efektu klikového mechanismu, který transformuje rotační pohyb na přímočarý vratný pohyb. Svým oscilačním pohybem (30 periodických cyklů za minutu) je rozkmitána hřídel (5) s hydro-diskem (6), který pulsací vytváří tlakové vlny dle směru vektoru rychlosti a uvádí do pohybu obsah reaktoru, jak je ilustračně uvedeno na následujících obrázcích:

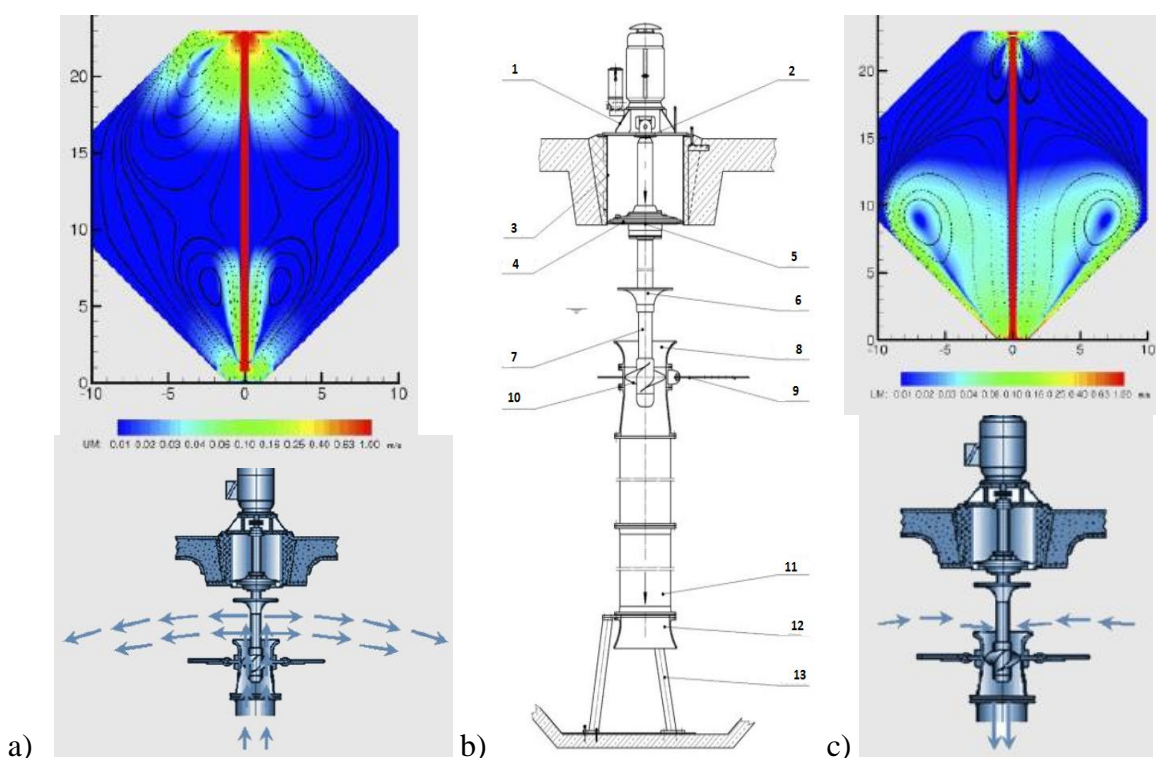


Obrázek 34 - Proudění od míchadla s vratným pohybem: a) Ilustrace b) CFD výpočet [40, 41].

Disk se vyrábí ve třech výrobních řadách s průměry 1,829 m; 2,134 m a 2,438 m, a s výškou zdvihu 0,305 m; 0,406 m a 0,508 m. Míchadlo lze jednoduše konstrukčně umístit na nové i stávající nádrže [40].

Míchadlo typu Halberg

Jedná se o míchací systém s centrálním potrubím umístěným v ose fermentoru. Detailní popis jednotlivých komponent je uveden na Obrázku 35b. Pohon (1) umístěný na střeše vyhnívací nádrže pohání hřídel (7), která roztáčí vrtulovou část axiálního míchadla (10) umístěnou v centrálním potrubí (11). Ta se chová jako čerpadlo, které čerpá kapalinu jedním, resp. při použití reverzních otáček druhým směrem [42].



Obrázek 35 – Míchadlo typu Halberg: a) Cirkulace směrem k hladině nádrže [43] b) Schématický popis míchadla [42] c) Cirkulace směrem do dna nádrže [43]

Tímto pohybem generuje dva hlavní typy proudění charakteristické pro toto míchadlo:

- Cirkulace směrem k hladině nádrže (Obrázek 35a): Kal a těžší částice jsou nasávány ve spodní části centrálního potrubí (12). Na výstupu jsou rozstřikovacím prstencem (6) distribuovány rovnoměrně do celého objemu, narušují kalovou vrstvu na hladině nádrže a eliminují vznik pěny [43].
- Cirkulace směrem do dna nádrže (Obrázek 35b): Pěna a kalová vrstva je míchadlem nasávána do centrálního potrubí (8) a opětovně smíchána s obsahem vyhnívací nádrže. Vysoká rychlost (okolo 3 m/s) na vyústění z centrálního potrubí způsobí proud, který vyplaví těžší látky sedimentované na dně nádrže [43].

Centrální potrubí je ukotveno ke dnu nádrže (13) a přes ocelová lana (9) je vystředěno. Uložení hřídele zajišťují axiální ložiska (2, 5) a plynotěsnost celého systému je zajištěna těsněním (4) [42].

4.3.2 Hydraulické míchání

Hydraulické míchání probíhá recirkulací kalu. Ten je odčerpáván z různých míst nádrže a pod určitým tlakem opět vstřikován tryskami do nádrže. Trysky jsou většinou orientovány tak, aby vytvořily komplexní proudění v nádrži. Tím dojde k promíchání celého objemu nádrže, k zabránění vzniku kalové plovoucí vrstvy a zamezení sedimentaci těžkých částic na dně nádrže [18, 22]. Níže uvádím výhody a nevýhody tohoto způsobu míchání [31, 32, 33, 34]:

Výhody:

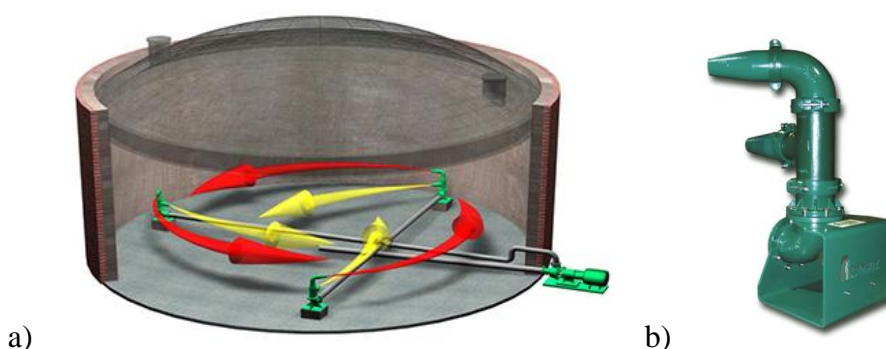
- Zajišťuje dostatečnou energii k promíchání celé nádrže
- Eliminace mrtvých míst, ve kterých neprobíhá míchání
- Udržuje pevné látky v suspenzi
- Čerpadla s řezací hlavou macerují hadry
- Efektivnější kontrola pěnění než u míchání bioplynem
- V nádrži nejsou žádné rotační části
- Pohyblivé části vně nádrže jsou snadno přístupné pro obsluhu zařízení
- Nejsou nutné speciální požadavky na elektrická zařízení (certifikace ATEX)
- Některá zařízení disponují otočnými tryskami, jejichž sklon a natočení se dá upravit podle potřeby a míchat určitý objem nádrže

Nevýhody:

- Vyšší spotřeba energie oproti míchání bioplynem

Systém Rotamix

Systém funguje na principu dvouzónového míchání, které je kombinací uniformního a vířivého proudění. Pro dosažení uniformního proudění míchané vsádky začne jedna sada trysek natočených tečně k obvodu míchané nádoby tryskat recirkulovaný kal (na Obrázku 36a zaznačeno červenou šipkou) a ten začne rotovat kolem stěn nádrže.

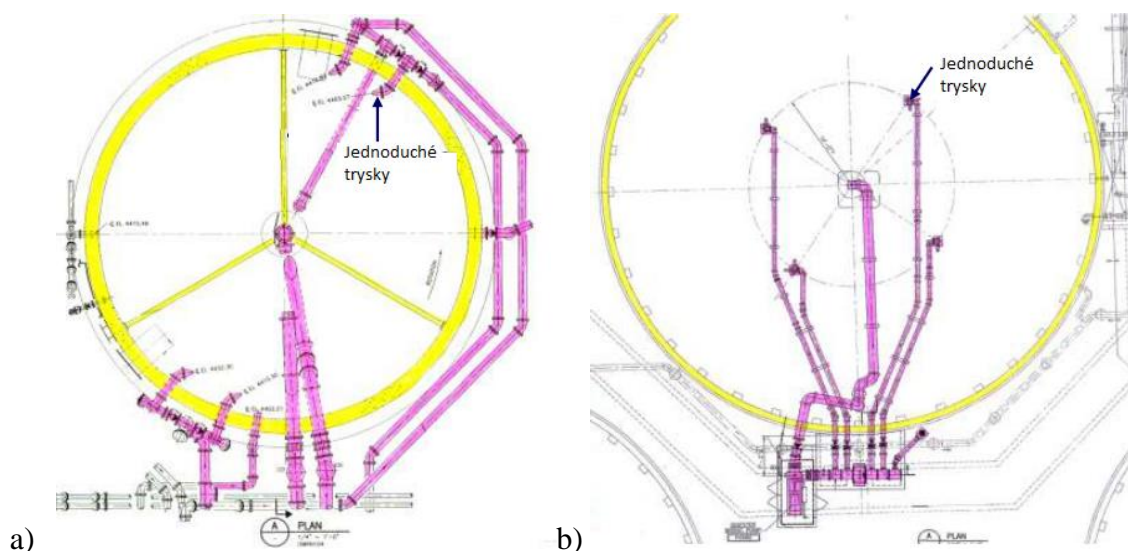


Obrázek 36 – Systém Rotamix: a) Ilustrace proudění b) Konstrukční uspořádání trysek [44]

Pro zamezení prosté rotace vsádky je instalována druhá sada trysek orientovaných do středu nádrže (na Obrázku 36a žluté šipky), které rozbijí uniformní proudění a v nádrži začne vznikat turbulence. Pro reaktory s vyšším objemem se přidávají další sady trysek umístěných do určitých výšek. Potřebný tlak a průtočné množství je zajištěno čerpadlem umístěným vně nádrže, které obsahuje řezací mechanismus. Ten rozmělnjuje vláknité látky na menší kusy, čímž zamezuje ucpávání čerpadel. Zároveň snižuje velikost pevných částic, které mají větší měrný povrch pro reakci s aktivní mikrobiální kulturou. Při odstavení fermentoru je možnost připojit celý systém na tlakový zdroj vody a vyčistit případné usazeniny ze dna a na stěnách nádrže [44]

Jednoduché trysky na dně nádrže

Dále existují různé modifikace systému s tryskami na dně nádrže. Jednoduché trysky jsou instalovány v určitých místech a natočeny pod určitým úhlem pro zamíchání celého objemu reaktoru. Oproti předchozímu systému se liší zejména uspořádáním trysek, jak je zobrazeno na Obrázku 37, a proto se jím nebudeme dále zabývat.



Obrázek 37 - Možné způsoby umístění jednoduchých trysek: a) trysky na stěnách nádrže b) trysky na roztečné kružnici [34]

4.3.3 Pneumatické míchání

Jedná se o nejpoužívanější míchací systém v současných anaerobních reaktorech. Vytvořený bioplyn se shromažďuje v plynojemu, odkud je dále čerpán do zásobníku. Odtud je stlačen kompresorem na požadovaný provozní tlak a vháněn do různých míst reaktoru k jeho optimální distribuci a rovnoměrnému promíchání celého objemu nádrže. Pro rozrušení plovoucí kalové vrstvy na hladině nádrže bývá instalováno mechanické míchadlo nebo rozstřík surového nebo recirkulovaného kalu [18, 22]. Níže uvádím výhody a nevýhody pneumatických systémů [31, 32, 33, 34]:

Výhody:

- Regulovatelná intenzita míchání snížením/zvýšením průtoku bioplynu
- Kompresory umístěny vně vyhnívací nádrže – snadná údržba bez nutnosti odstavovat celý fermentační proces
- Nejnižší spotřeba elektrické energie

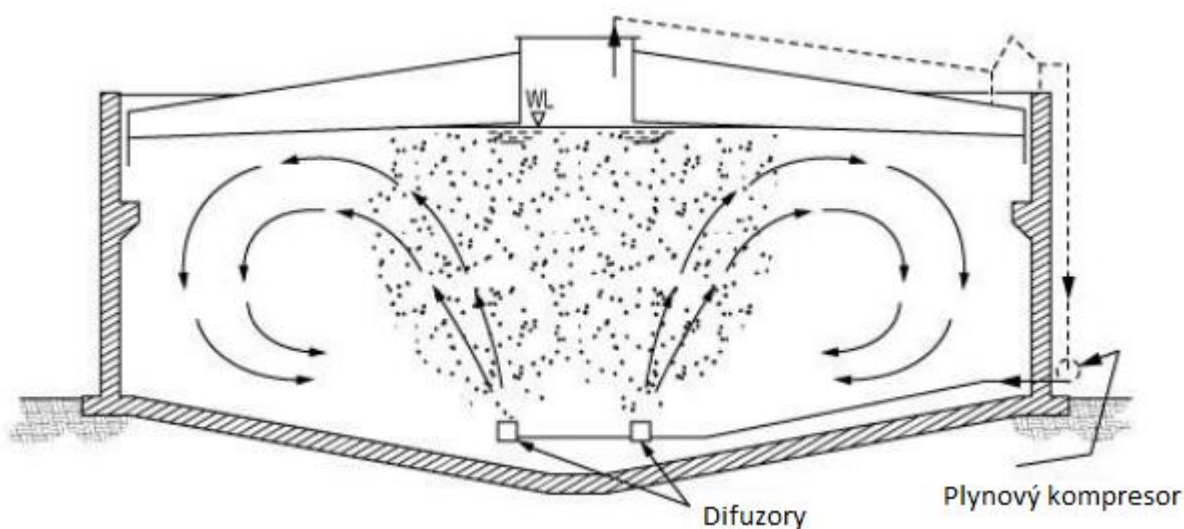
Nevýhody:

- Podporuje pění
- Plynové kompresory a trysky jsou náchylné k ucpávání
- Při poruše difuzoru je nutno odstavit celou nádrž
- Systém vyžaduje údržbu několika typů zařízení (kompresory, plynojem, tyče)
- Neefektivní míchání pod úrovní plynových difuzorů – sedimentace těžších částic

Při nedostatku bioplynu – např. při zajištění fermentoru na jeho provozní hodnoty je nádrž míchána recirkulačním čerpadlem.

Difuzory na dně nádrže

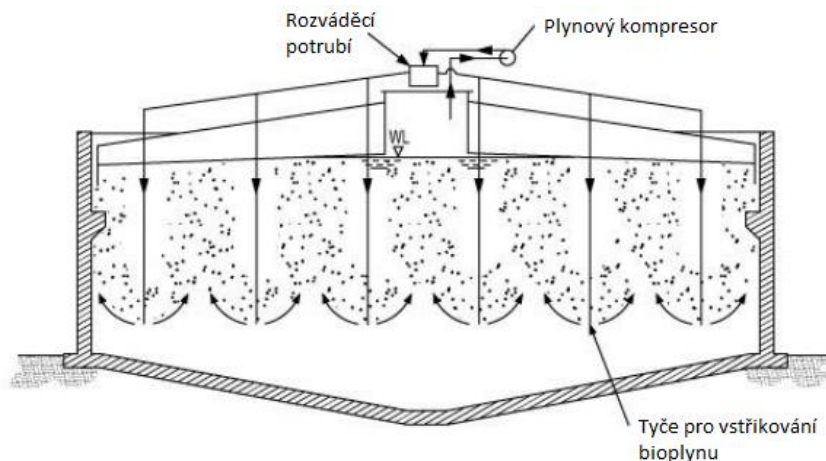
Konstrukční řešení počítá s umístěním hrubobublinného provzdušňovacího systému na dně nádrže. Stlačený plyn je pod tlakem přiváděn do difuzorů a rovnoměrně distribuován do celého objemu nádrže. Zde záleží především na optimálním pokrytí dna nádrže difuzory, aby nevznikaly hluchá nemíchaná místa. Je nutné pravidelně sledovat tlakovou ztrátu v potrubí, která je měřítkem míry zanášení celého systému. Zanesený systém lze vyčistit odstavením některých větví aeračního systému (navýší se průtok ve zbývajících sekcích), nebo proplachem vody pod vysokým tlakem.



Obrázek 38 - Pneumatické míchání stlačeným bioplynem s difuzory umístěnými na dně nádrže
[30]

Provzdušňovací tyče

Jak je patrné z Obrázku 39, princip spočívá v tom, že kompresor umístěný na střeše vyhnívací nádrže odsává vytvořený bioplyn z plynového prostoru nádrže, který je stlačován na požadované parametry, a přes rozvodné potrubí je vtlačován do série tyčí, které jsou vertikálně zavěšeny ze stropu fermentoru. Jejich četnost a délka je individuálně optimalizována dle konstrukčního řešení daného fermentoru.



Obrázek 39 - Pneumatické míchání stlačeným bioplynem s difuzory zavěšenými ze stropu nádrže [30]

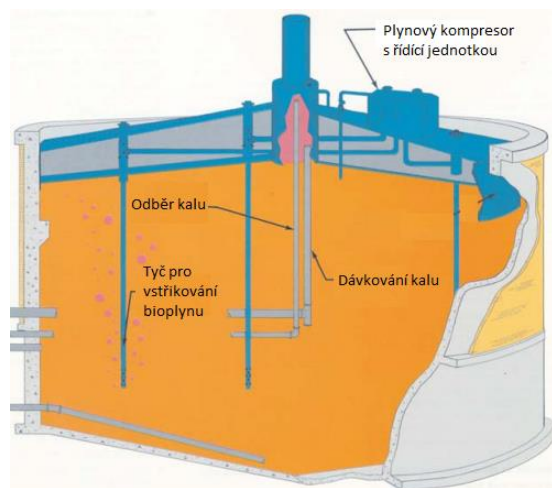
Pro zefektivnění energetické bilance celého procesu se dá využít rotační ventil umístěný za kompresorem. Princip je na Obrázku 40. Středová rotační část má v sobě otvor, přes který proudí stlačený bioplyn. Při otáčení se mění poloha otvoru, a vzduch je dle jeho pozice distribuován do jednotlivých sekcí. Pohyb ventilu je zajištěn stlačeným médiem, které mu udává hybnost přes přepážku umístěnou vedle výtlačného otvoru.



Obrázek 40 - Rotační ventil [34]

Sekvenované míchání pomocí tyčí

Jedná se o podobné řešení jako v předcházejícím případě, kdy je distribuce vzduchu řešena pomocí tyčí zavěšených ze stropu nádrže, do nichž je pod tlakem vháněn bioplyn. Rozdíl je patrný z Obrázku 41, kdy je na střeše kromě kompresoru umístěna i řídicí jednotka, která v předem nastavených intervalech reguluje výtlak do jednotlivých tyčí.

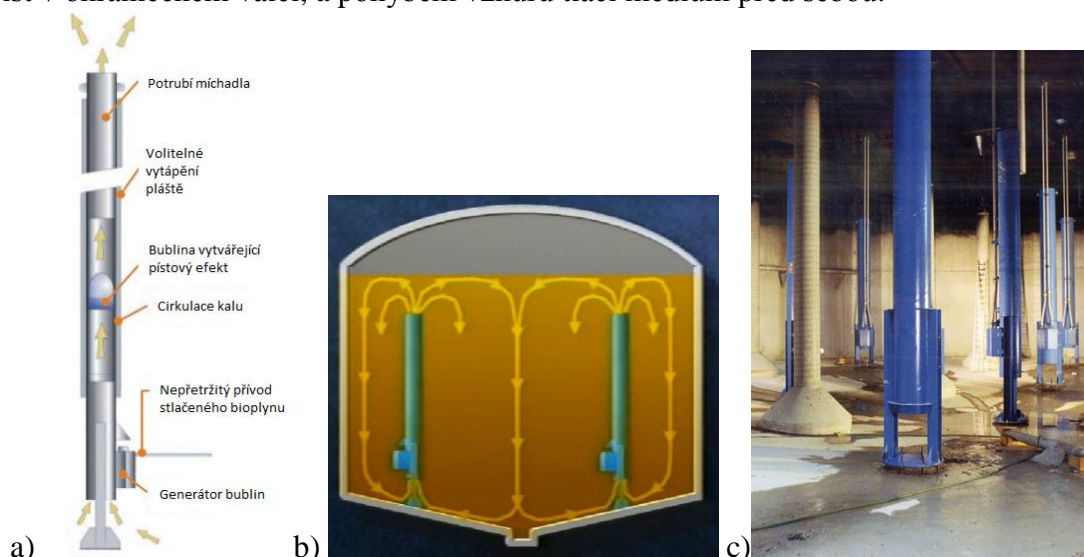


Obrázek 41 - Siemens - Pearth™ gas mixing [45]

Tím vznikají malé míchané zóny v celém objemu reaktoru. Když je energie rozptýlována od tlakového rozvodu bioplynu u jedné z tyčí, řídicí jednotka přepne na další. Ta začne distribuovat bioplyn do další části fermentoru. Efekt u první tyče mezitím dobiehá. Tyto dva a na ně navazující další účinky se spojí a vzniklé mikropohyby vedou k promíchání celé nádrže. Velký počet malých míchaných zón vede k nižší energetické náročnosti [45].

Tlakové vystřelování bublin (CANNON® MIXER)

Recirkulovaný plyn je kontinuálně vháněn do zařízení vytvářejícího bublinu, které jsou přerušovaně vypouštěny do vertikálně umístěného potrubí otevřeného na obou koncích. Celý efekt je ilustrován na Obrázku 42a. Vzniklá bublina vyplní celou plochu potrubí, chová se jako píst v ohraničeném válci, a pohybem vzhůru tlačí médium před sebou.



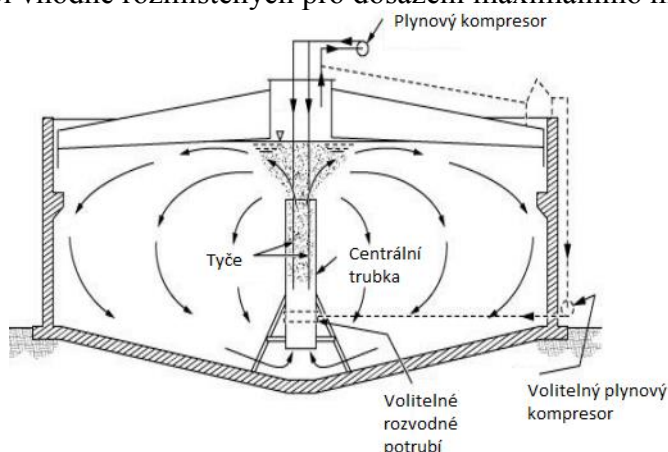
Obrázek 42 - Míchání pomocí tlakového vystřelování bublin: a) princip [30] b) hydraulické pochody ve vyhnívací nádrži c) tvar a umístění ve vyhnívací nádrži [46]

V místě před bublinou vzniká přetlak, v místě pod bublinou naopak podtlak. Přetlak způsobí pohyb média, které díky vzájemné interakci mezi jednotlivými molekulami vyvolá pohyb v nádrži. Naproti tomuto efektu se okolní kapalina snaží vyrovnat podtlak pod bublinou, a je

nasávána ve spodní části vertikálního potrubí. Spojením těchto dvou efektů dojde k cirkulaci kalu, jak je uvedeno na Obrázku 42b. Při opuštění kapalné fáze navíc bublina praskne a vytvoří kolem sebe turbulentní proudění, což zamezí tvorbě kalového stropu. Ideální plošné rozmístění, tvar a počet vertikálních potrubí ve fermentoru (Obrázek 42c) je kalkulováno pomocí matematického modelování a provozních zkušeností [23]

Míchání vháněním bioplynu do centrálního potrubí

Bioplyn je pomocí tyčí vháněn do vertikálního centrálního potrubí. Proud, který je vytvořen uvolněným plynem nasává ve spodní části centrálního potrubí kal, který je vytlačován ve vrchní části. Tím vzniká v celé nádrži proudění, které je znázorněno na Obrázku 43. Menší typy nádrží jsou konstrukčně řešeny pouze jedním potrubím umístěným v ose nádrže. Větší nádrže obsahují více potrubí vhodně rozmístěných pro dosažení maximálního míchacího efektu.

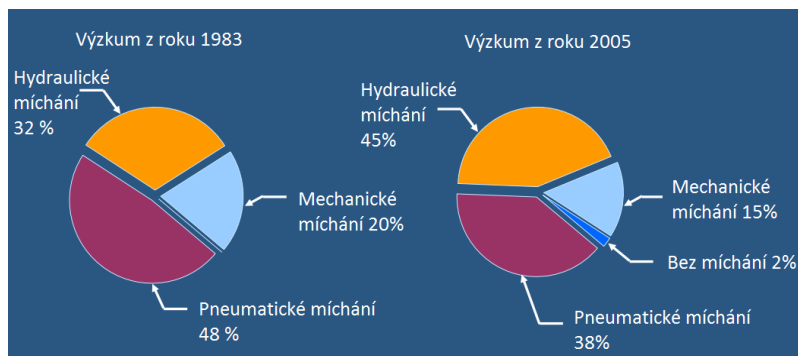


Obrázek 43 - Míchání vyhnívací nádrže pomocí recirkulace bioplynu vháněného do centrálního potrubí [30]

4.3.4 Kombinované systémy a srovnání jednotlivých systémů

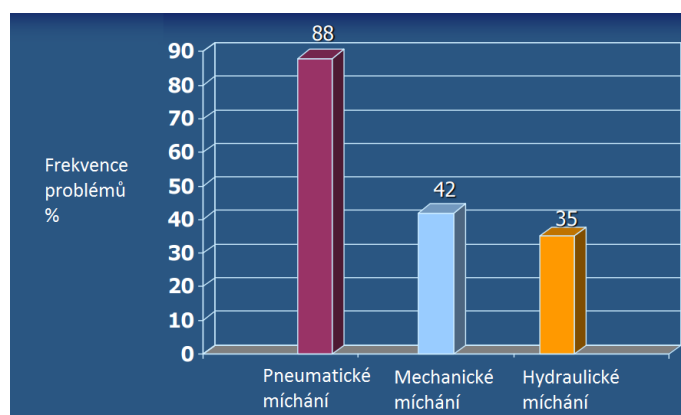
Dále existují tzv. kombinované systémy, které mají za cíl eliminovat nevýhody jednoho systému instalací druhého, který jej doplňuje. Jde například o kombinaci mechanického a pneumatického míchání. Primární míchání celého objemu je zajištěno pneumaticky difuzory umístěnými na dně nádrže. Pro rozrážení kalové plovoucí vrstvy je však na hladině umístěno i mechanické míchadlo.

V letech 1983 a 2005 byl v Americe proveden průzkum spokojenosti provozovatelů s jednotlivými typy míchání ve vyhnívacích nádržích na čistírnách odpadních vod. Do průzkumu se zapojilo více než 90 čistíren z 39 států. Jednotlivé srovnání uvádí Obrázek 44.



Obrázek 44 - Srovnání zastoupení jednotlivých druhů míchání [34]

Mimo používaného způsobu míchání dotazovaní odpovídali, zdali někdy měli s tímto systémem problémy, což graficky shrnuje Obrázek 45



Obrázek 45 - Frekvence provozních problémů [34]

a na závěr byli požádáni o specifikaci konkrétních problémů, jejichž výčet je uveden níže:

Problémy pneumatického míchání:

- Selhávání kompresorů
- Rozsáhlá údržba
- Zanášení potrubí
- Netěsnosti v potrubí
- Pěnění fermentoru
- Nedokonalé míchání

Problémy mechanického míchání:

- Zanášení těla míchadla vláknitými látkami
- Problém s vibracemi a následným přenášením dynamického zatížení do konstrukce

Problémy hydraulického míchání:

- Pěnění fermentorů
- Zanášení čerpadel

5. Zkušenosti provozovatelů s technologiemi pro míchání anaerobních nádrží

Jedním z nejdůležitějších parametrů při návrhu optimálního promíchávání pro velkokapacitní vyhnívací nádrže jsou i zkušenosti s jednotlivými typy míchacích aparátů. Laboratorní experimenty a teoretické výpočty jsou velmi důležité pro dimenzování míchadla, ale i při sebelepším návrhu se liší oproti reálným provozním výsledkům, problémům a zkušenostem. Proto bylo v rámci krátkého výzkumu osloveno pár vedoucích a technologů na ČOV v různých částech České Republiky s následujícími dotazy:

1. Jakým způsobem je zajištěno míchání vyhnívací nádrže na Vaší ČOV (hydraulicky, pneumaticky, mechanicky, jinak)?
2. Jaké zařízení je nainstalováno (výrobce, typ, parametry, apod.)?
3. Jaké jsou Vaše dosavadní zkušenosti a problémy s Vámi uvedeným typem míchacího zařízení?

Většina vyhnívacích nádrží, které jsou v současnosti v provozu na ČOV v České Republice byla vyprojektována a postavena v devadesátých letech minulého století. Pro provozovatele je vyhnívací nádrž jakousi černou skříňkou, se kterou není radno si zahrávat. Proto jsou reaktory v provozu mnohdy desítky let od spuštění bez údržby a bez experimentálního zkoušení různých provozních stavů.

ČOV Uherské Hradiště

Vyhnívací nádrže na ČOV Uherské Hradiště (99 830 EO) jsou míchány mechanickým míchadlem s vertikální hřídelí a etážovitě umístěnými míchadly SCABA od firmy ABS.

Dle vedoucího p. Mgr. Skryji jsou míchadla velmi spolehlivá. Dříve se na míchadlo namotávaly vláknité látky, které způsobovaly vibrace celého zařízení. Vlivem velkého ohybového momentu na dlouhé hřídeli se začala postupně narušovat kotevní konstrukce, na které bylo míchadlo usazeno. Řešením od výrobce je jednou za čas spustit míchadlo na zpětný chod, aby se od něj oddělily namotané části vláken. Tato operace byla sice naprogramována do automatizačního řídicího systému obsluhující ČOV, ale při nastavování celého procesu ji zapomněli zapnout. Jednou za 5 let nádrže odstavují a čistí, a vše prozatím funguje absolutně bez problémů.

ČOV Hodonín

Na ČOV Hodonín jsou provozovány dvě vyhnívací nádrže (dále jen VN) v sériovém zapojení. Dříve fungovaly v paralelním zapojení jako samostatné nádrže s jednostupňovým procesem vyhnívání, ale po skončení několika potravinářských provozů už není hodnota organického znečištění tak vysoká (zatížení ČOV na cca 60%) a druhá VN tedy nemá opodstatnění, využívá se pro doběh celého fermentačního procesu a podílí se asi 10 % na celkové produkci bioplynu. První vyhnívací nádrž (VN1) je míchána hydraulicky velkou recirkulací kalu (větší čerpadlo Sigma). Zde je možnost kal míchat buď od středu a vracet do nádrže v dolní části nebo obráceně. Dále je ve spodní části malá cirkulace (malé čerpadlo BMK). Pneumatické míchání je zajištěno pomocí plynového kompresoru (ČKD), který vhání bioplyn do VN1 a druhé vyhnívací nádrže (VN2) pomocí pěti tyčí, které jsou po obvodu nádrže v určitých hloubkách. VN1 je zahřívána pouze do teploty 42 °C, V minulosti se stávalo, že vyhnívací nádrže pěnily, což bylo způsobeno zejména potravinářským průmyslem. Po ukončení provozu

potravinářského průmyslu už tyto problémy nejsou. Dále se ucpávala čerpadla recirkulace kalu – tento problém byl vyřešen pořízením macerátoru, který rozmělní větší vláknité látky na drobné kousky a čerpadlo si s nimi pak bez problémů poradí. Technologické schéma vyhnívacích nádrží je uvedeno v příloze A.

ČOV TOMA Otrokovice

Vyhnívací nádrže jsou provozovány v paralelním zapojení. Surový kal je rovnoměrně dávkován do dvojice ocelových vyhnívacích nádrží s následujícími parametry:

- výška nádrže	16,0 m
- průměr nádrže	18,09 m
- objem nádrží (každé)	4 113 m ³
- provozní teplota	38 °C
- pracovní přetlak	1,7 kPa

Surový kal se čerpá z homogenizačních nádrží do sání cirkulačních čerpadel příslušného cirkulačního okruhu. K mísení surového kalu s vyhnílym kalem dochází ve vyhnívacích nádržích. Míchání je zajištěno kalovým plynem a cirkulačními čerpadly. Denní množství surového kalu se čerpá podle potřeby (max. 288 m³/den). Cirkulující kal je odebírán horizontálními čerpadly ze dna vyhnívacích nádrží. Na sáních a výtlačích cirkulačních čerpadel jsou plášťové tepelné výměníky voda-kal (duplikátory) pro ohřev kalu. Při docílení nastavené provozní teploty (mezofilní vyhnívání: 38 °C) se automaticky uzavře přívod topné vody do výměníku. Cirkulační čerpadla jsou dimenzována tak, aby byl objem každé VN cirkulován cca 3krát za 24 hodin. K tomu slouží tři vrtulová horizontální čerpadla, každé o výkonu 46,6 l/s (třetí čerpadlo slouží jako instalovaná rezerva). Bioplyn (kalový plyn) produkovaný při vyhnívání kalu se odebírá přes vodní uzavěr, a je odváděn do samostatného plynojemu. Víkem vyhnívacích nádrží je veden výtlač kompresorů kalového plynu do rozvodu, který vyústí tryskami u dna VN a zajišťuje homogenizaci objemu VN, intenzifikaci procesu vyhnívání a narušování tvorby kalového stropu. Při nedostatku plynu se automaticky uzavírá odběr a současně vypínají plynové kompresory. Dle zkušeností provozovatele VN několikrát vypěnila, problémy s mícháním však nemají.



Obrázek 46 – Rozvod bioplynu uvnitř vyhnívací nádrže na ČOV TOMA Otrokovice

ČOV Pelhřimov

Stávající VN1 je železobetonová válcová nádrž s kuželovým dnem a vrchlíkem. Nádrž má pracovní objem 600 m³. Průměr nádrže je 9,93 m a válcová stěna o tloušťce 300 mm je vysoká cca 5,0 m. Vrchlík má výšku cca 4,1 m, a jeho tloušťka je 200 mm. Hloubka dna je cca 3,8 m. Na vrcholu nádrže je jímací zvon plynu s obslužnou plošinou. Míchání je zajištěno pneumaticky plynovým kompresorem a cirkulací kalu pomocí hydraulického čerpadla. Nová nádrž (VN2) je válcového tvaru s rovným dnem a rovnou stropní deskou. Nádrž je navržena o vnitřním průměru 13,50 m s tloušťkou stěn 0,50 m. Vnitřní výška nádrže je 8 m. Nádrž je míchána 2 ks ponorných horizontálních míchadel od firmy Wilo. Provozovatel nemá žádné problémy ani s jedním typem míchání.

ČOV Krnov

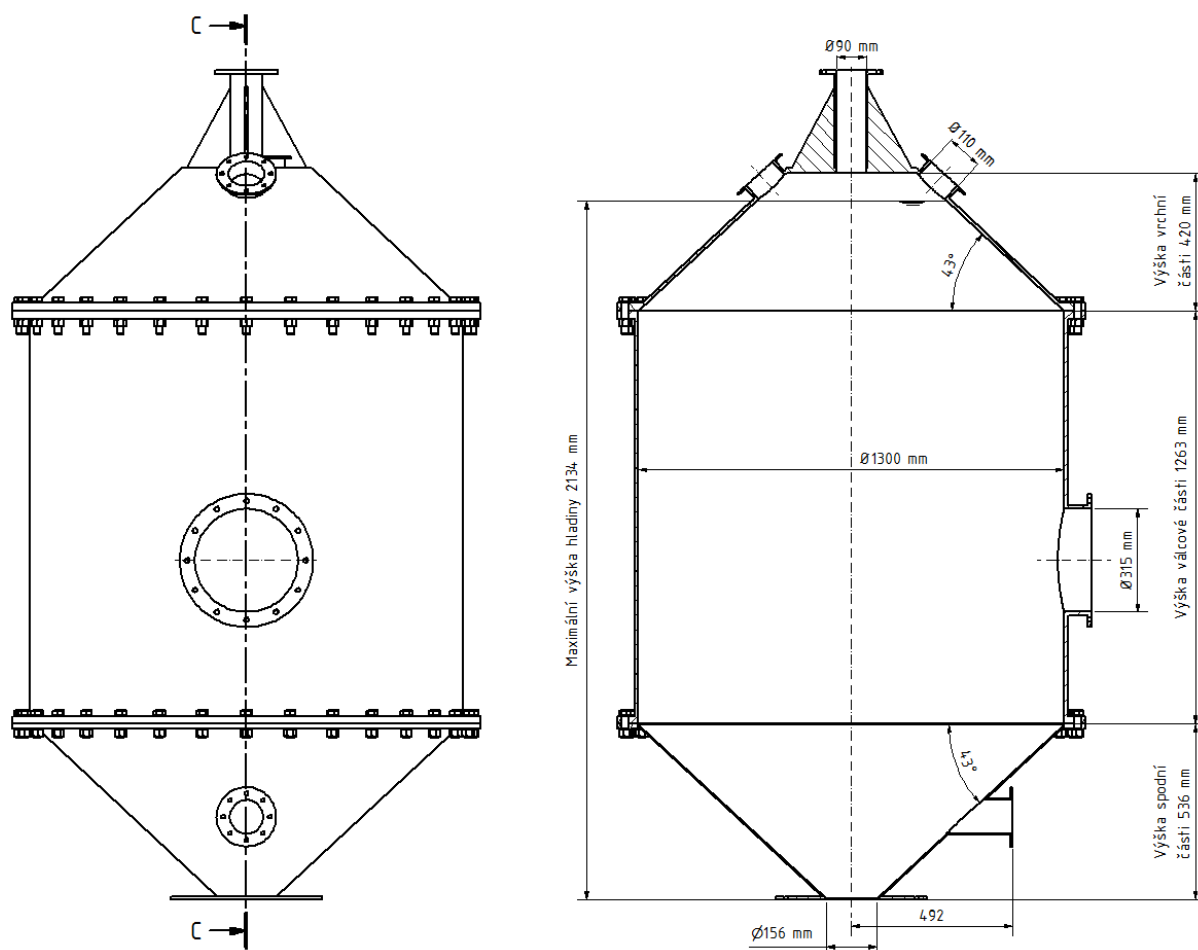
Na ČOV Krnov je míchání dvou VN realizováno pomocí míchadel SCABA. Dříve zde bylo instalováno míchání bioplynem, které ovšem nesplňovalo požadované parametry (zejména kvůli usazování v rozích nádrže), a proto bylo rozhodnuto o zakoupení nového účinnějšího systému. Investor byl na exkurzích v provozech s různými typy míchání a po uvážení se rozhodoval mezi dvěma míchacími systémy – mechanickým míchadlem s vertikální hřídelí od firmy SCABA a hydraulickým mícháním ROTAMIX. Na základě obav opakujícího se usazování materiálu v rozích nádrže bylo rozhodnuto o zakoupení míchadel SCABA. Tyto míchadla pracují v režimu 60:20:15:20, tzn. 60 minut probíhá klasické míchání, 20 minut míchadlo stojí, aby se uklidnila masa kalu, 15 minut jede míchadlo na reversní chod pro odstranění vláknitých částic na lopatkách míchadla a poté následuje dalších 20 klidových minut, po kterých se celý cyklus opakuje znovu od začátku. Provozovatel je s novým řešením pomocí mechanického míchání naprosto spokojen.

6. Výpočet různých variant míchacích systémů

V dostupné literatuře vztahující se k vyhnívacím nádržím neexistuje žádný podrobný výpočet ani přesná návrhová kritéria pro jednotlivé typy míchadel. Dostupné hodnoty jsou většinou empirického charakteru a mnohdy jsou zobecněny pouze pro určitou kategorii míchadel, což může vést v jistých případech ke značně nepřesným výsledkům. V následujících řádcích se snažíme navrhnout několik variant různých míchacích systémů pro experimentální nádrž vytvořenou v laboratořích ÚPI určenou právě pro navrhování efektivních způsobů míchání pro vyhnívací nádrže.

6.1 Experimentální nádrž

V laboratořích ÚPI byla postavena experimentální nádrž vycházející z konstrukce reálné železobetonové nádrže o vnitřním průměru 9,93 m a celkové výšce 16,5 m. Dno i vrch nádrže mají kuželový tvar. Dolní část slouží k odtoku stabilizovaného kalu, zatímco horní část je využívána k odběru bioplynu [47]. Základní rozměry jsou uvedeny na následujícím obrázku:



Obrázek 47 – Rozměrový náčrt experimentálního fermentoru umístěného v laboratořích ÚPI

Ideou tohoto modelu je odzkoušet a navrhnout nejvhodnější míchadlo, které se pak pro skutečnou nádrž přepočítá podle zvolených kritérií [47]. Pro lepší přehlednost uvádím základní charakteristiky fermentoru v následující tabulce:

Tabulka 4 – Základní charakteristiky fermentoru

Parametr	Označení	Hodnota	Jednotka
Průměr válcové části	D_1	1300	mm
Výška válcové části nádrže	H_1	1263	mm
Objem válcové části nádrže	V_1	1,7	m^3
Výška hladiny ve vrchní kuželové části nádrže	H_2	272	mm
Průměr horní kuželové části nádrže ve výšce hladiny	D_2	718	mm
Úhel sklonu víka v horní kuželové části nádrže	α_2	94	°
Objem vrchní kuželové části nádrže	V_2	0,2	m^3
Výška spodní kuželové části nádrže	H_3	536	mm
Průměr rovného dna ve spodní kuželové části nádrže	D_3	147	mm
Úhel sklonu dna ve spodní kuželové části nádrže	α_3	94	°
Objem spodní kuželové části nádrže	V_3	0,3	m^3
Celkový užitný objem nádrže	$V_{VN, experiment}$	2,2	m^3

Původním nápadem bylo postavit model z průhledného plastu, což by nabízelo široké možnosti pro vizualizaci proudění, avšak vzhledem ke konstrukčnímu řešení se tato myšlenka stala neproveditelnou. Absenci průhledného plastu nakonec konstruktér vyřešil přidáním několika průhledítek do různých částí nádrže. Zároveň je nádrž vyrobena z tzv. mléčného plastu, aby byl umožněn průchod co největšího množství světla. Průhledítka jsou v úrovni spodního konce centrálního potrubí a ve válcové části. Ve víku horní kuželové části nádrže jsou další čtyři příruby, které slouží jako průhledítka, a zároveň jako obslužné otvory. Kuželové dno je kvůli požadavku na dosažení stejného vrcholového úhlu vyrobeno z oceli [47]. Pro lepší vizualizaci a návrh jednotlivých experimentů byl vytvořen 3D model vyhnívací nádrže, který je na následujícím obrázku:

**Obrázek 48 - Model experimentální nádrže vytvořený v programu Autodesk Inventor**

Experimentální podmínky

Pro následující výpočty si stanovíme některé základní veličiny pro podmínky v laboratorní nádrži. Pro výpočet hustoty a viskozity kapaliny použijeme pokojovou teplotu $T=20\text{ }^{\circ}\text{C}$. Dle polynomického vztahu a koeficientů pro vodu [13] vypočítáme hustotu:

$$\begin{aligned}\rho_k &= (999,828 + 0,0684 \cdot T - 0,0079 \cdot T^2 + 0,00004296 \cdot T^3 - 0,0000001238 \cdot T^4) \\ \rho_k &= (999,828 + 0,0684 \cdot 20 - 0,0079 \cdot 20^2 + 0,00004296 \cdot 20^3 - 0,0000001238 \cdot 20^4) \\ \rho_k &= 998,36 \text{ kg} \cdot \text{m}^{-3}\end{aligned}$$

Kde

T – pokojová teplota [$^{\circ}\text{C}$]

a následně i viskozitu kapaliny:

$$\begin{aligned}\eta_k &= \left(\frac{1,747909 - 0,0527637 \cdot T + 0,0009302 \cdot T^2 - 0,0000088 \cdot T^3 + 0,00000003301 \cdot T^4}{1000} \right) \\ \eta_k &= \left(\frac{1,747909 - 0,0527637 \cdot 20 + 0,0009302 \cdot 20^2 - 0,0000088 \cdot 20^3 + 0,00000003301 \cdot 20^4}{1000} \right) \\ \eta_k &= 9,995 \cdot 10^{-4} \text{ Pa} \cdot \text{s}^{-1}\end{aligned}$$

Z nich si pak po dosazení koncentrace tuhé fáze běžné pro fermentory, která je dle [11] v rozmezí $c_v = < 4; 6 > \%$ (volím hodnotu objemové koncentrace 5%, tedy 0,05), vypočítám hustotu suspenze dle rovnice 2.10. Za hustotu tuhé fáze dosadím hodnotu pro jemnozrnný písek ($\rho_{t,písek}=1600 \text{ kg} \cdot \text{m}^{-3}$):

$$\begin{aligned}\rho_{su} &= c_v \cdot \rho_{t,písek} + (1 - c_v) \cdot \rho_k = 0,05 \cdot 1600 \text{ kg} \cdot \text{m}^{-3} + (1 - 0,05) \cdot 998,36 \text{ kg} \cdot \text{m}^{-3} \\ \rho_{su} &= 1028,442 \text{ kg} \cdot \text{m}^{-3}\end{aligned}$$

Kde

$\rho_{t,písek}$ – hustota jemnozrnného písku [$\text{m}^3 \cdot \text{kg}^{-1}$]

A následně vypočítám dynamickou viskozitu suspenze dle vztahu 2.11

$$\begin{aligned}\mu_{su} &= \mu_k \cdot (1 + 2,5 \cdot c + 10,05 \cdot c^2 + 0,00273 \cdot \exp(16,6 \cdot c)) \\ \mu_{su} &= 9,995 \cdot 10^{-4} \cdot (1 + 2,5 \cdot 0,05 + 10,05 \cdot 0,05^2 + 0,00273 \cdot \exp(16,6 \cdot 0,05)) \\ \mu_{su} &= 1,155 \cdot 10^{-3} \text{ Pa} \cdot \text{s}^{-1}\end{aligned}$$

Pro návrh kritických otáček můžeme považovat stav, kdy jsou všechny částice písku ve vznosu. Hrubší částice jsou zachyceny lapákem písku a do vyhnívací nádrže se tedy dostane jen jemný písek. Pro návrh uvažujeme suspenzi jemnozrnného písku, který má dle odborné literatury zrnitost $d_p = 0,63 \text{ mm}$ [3]. Poměr d_p/D z rovnice 2.12 pak tedy bude:

$$\left(\frac{d_p}{D} \right) = \left(\frac{0,63 \cdot 10^{-3}}{1,3} \right) = (4,846 \cdot 10^{-4})$$

6.2 Mechanické míchání

Pro výpočet mechanického míchání literatura uvádí různé návrhové hodnoty, které vycházejí ze zkušenosti z provozu. Jejich ucelený přehled se snaží zachytit následující tabulka:

Tabulka 5 – Návrhové hodnoty pro mechanické míchání

Kritérium	Návrhová hodnota	Jednotka	Zdroj
Energetický vnos	5 - 8	$\text{W} \cdot \text{m}^{-3}$	[2]
	7	$\text{W} \cdot \text{m}^{-3}$	[48]
Gradient rychlosti	50 - 80	s^{-1}	[41]
	50 - 85	s^{-1}	[30]
Turnover rate	2 – 4 (20 – 30 minut pro systémy, ve kterých může být měřen průtok (např. míchání v centrálním potrubí))	h	[41]
	0,5 – 1	h	[30]

Pro další výpočty mechanického míchání volím hodnotu energetického vnosu $8 \text{ W} \cdot \text{m}^{-3}$. Výsledný příkon pro experimentální nádrž pak bude stanoven dle následující rovnice:

$$P = V_{\text{VN,experiment}} \cdot W_{\text{mich,dop}} = 2,2 \text{ m}^3 \cdot 8 \text{ W} \cdot \text{m}^{-3} = 17,6 \text{ W} \quad 6.1$$

Kde

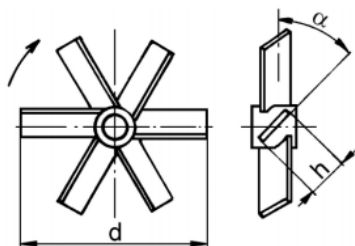
$V_{\text{VN,experiment}}$ – objem experimentální nádrže [m^3]

$W_{\text{mich,dop}}$ – doporučený energetický vnos pro mechanické míchání vyhnívacích nádrží [$\text{W} \cdot \text{m}^{-1}$]

Tvary míchadel volím dle zdroje [7] – Axiální míchadla užívaná ve fermentorech.

6.2.1 Mechanické míchání šestilopátkovým míchadlem dle CVS 69 1020

Prvním z doporučovaných míchadel pro mechanické míchání vyhnívacích nádrží je šestilopátkové míchadlo s lopatkami skloněnými pod úhlem 45° .



Obrázek 49 – Schématický náčrt šestilopátkového míchadla [7]

Návrhové parametry:

Navrhované míchadlo má dle zdroje [7] doporučený poměr průměru nádoby ku průměru míchadla $D/d = 3 \div 4$ (pro další výpočet volím 3), lopatky míchadla mají sklon $\alpha = 45^\circ$, šířka

lopatky se volí v poměru $h/d = 0,2$ a vzdálenost ode dna nádrže je $H_2/d = 0,5$. Po dosazení do těchto vztahů nám pak vyjdou základní rozměry šestilopátkového míchadla.

Průměr míchadla:

$$\frac{D}{d} = 3 \Rightarrow d = \frac{D}{3} = \frac{1,3 \text{ m}}{3} = 0,433 \text{ m} \quad 6.2$$

Výška lopatky:

$$\frac{h}{d} = 0,2 \Rightarrow h = 0,2 \cdot d = 0,2 \cdot 0,433 \text{ m} = 0,0866 \text{ m} \quad 6.3$$

Vzdálenost ode dna:

$$\frac{H_2}{d} = 0,5 \Rightarrow H_2 = 0,5 \cdot d = 0,5 \cdot 0,433 \text{ m} = 0,216 \text{ m} \quad 6.4$$

V literatuře [6] se uvádí, že vzdálenost ode dna se v nádobě s kónickým dnem počítá od počátku válcové části nádoby.

Návrh při doporučeném energetickém vnosu

Pro další výpočet budeme předpokládat hodnotu Reynoldsova čísla v turbulentní oblasti. Pro šestilopátkové míchadlo je dle Obrázku 4 hodnota příkonového kritéria $Po = 1,7$. Poté si z rovnice 2.2 vyjádříme vztah pro otáčky míchadla:

$$Po = \frac{P}{\rho_{su} \cdot n^3 \cdot d^5} \Rightarrow n = \sqrt[3]{\frac{P}{\rho_{su} \cdot Po \cdot d^5}}$$

$$n = \sqrt[3]{\frac{17,6}{1028,442 \cdot 1,7 \cdot 0,433^5}} = 0,87 \text{ s}^{-1}$$

Zpětně pak dle rovnice 2.3 zkontrolujeme, že je hodnota Reynoldsova čísla v mezích pro turbulentní proudění daného typu míchadla:

$$Re_M = \frac{n \cdot d^2 \cdot \rho_{su}}{\mu_{su}} = \frac{0,87 \text{ s}^{-1} \cdot 0,433^2 \text{ m} \cdot 1028,442 \text{ kg} \cdot \text{m}^{-3}}{1,155 \cdot 10^{-3} \text{ Pa} \cdot \text{s}^{-1}}$$

$$Re_M = 145\,242$$

Re_M je větší jak požadovaná hodnota 10^3 což znamená, že výsledné proudění na obvodu lopatek je turbulentní a námi zvolená hodnota příkonového kritéria $Po=1,7$ je platná.

Návrh pro udržení pevných částic ve vnosu dle Freudova kritéria

Pro daný typ míchadla jsou hodnoty uvedeny v Příloze 2. Pro míchadlo CVS 69 1020 a klenuté dno literatura uvádí: $A=5,4$; $B=13,9$; $\alpha=0,43$; $\beta=1,63$; $d_p/D < 2,5 \cdot 10^{-4}; 6 \cdot 10^{-3}$. Ty dosadíme do rovnic (2.13) a (2.14) a vypočítáme hodnotu korelačních koeficientů:

$$\gamma = \alpha + \beta \cdot c_v = 0,43 + 1,63 \cdot 0,05 = 0,5115$$

$$C = A \cdot \exp(B \cdot c_v) = 5,4 \cdot \exp(13,9 \cdot 0,05) = 10,82$$

poté spočítáme hodnotu modifikovaného Freudova kritéria dle rovnice 2.12:

$$Fr' = f\left(\frac{d_p}{D}, c_v\right) = C \left(\frac{d_p}{D}\right)^\gamma = 10,82 (4,846 \cdot 10^{-4})^{0,5115} = 0,218$$

z rovnice 2.15 pro modifikované Freudovo kritérium vypočítáme kritické otáčky pro udržení pevných částic ve vznosu:

$$Fr' = \frac{\rho_k \cdot n_c^2 \cdot d}{g \cdot \Delta \rho} \Rightarrow n = \sqrt[2]{\frac{Fr' \cdot g \cdot \Delta \rho}{\rho_k \cdot d}}$$

$$n_c = \sqrt[2]{\frac{0,218 \cdot 9,81 \text{ m} \cdot \text{s}^{-2} \cdot (1600 - 998,36) \text{ kg} \cdot \text{m}^{-3}}{998,36 \text{ kg} \cdot \text{m}^{-3} \cdot 0,433 \text{ m}}}$$

$$n_c = 1,725 \text{ s}^{-1}$$

a opět ověříme oblast proudění pomocí modifikovaného Reynoldsova kritéria:

$$Re_M = \frac{n_c \cdot d^2 \cdot \rho_{su}}{\mu_{su}} = \frac{1,725 \text{ s}^{-1} \cdot 0,433^2 \text{ m} \cdot 1028,442 \text{ kg} \cdot \text{m}^{-3}}{1,155 \cdot 10^{-3} \text{ Pa} \cdot \text{s}^{-1}}$$

$$Re_M = 287\,980$$

Následně vypočítáme výkon pohonu na hřídeli:

$$P = P_o \cdot \rho_{su} \cdot n^3 \cdot d^5 = 1,7 \cdot 1028,442 \cdot 1,725^3 \cdot 0,433^5 \text{ m} = 136,59 \text{ W}$$

a na závěr vypočítáme bezrozměrné kritérium π_s dle rovnice 2.16:

$$\pi_s = P_o \cdot \sqrt{Fr'^3 \cdot (d/D)^7} = 1,7 \cdot \sqrt{0,218^3 \cdot \left(\frac{0,433}{1,3}\right)^7} = 2,17 \cdot 10^{-3}$$

6.2.3 Mechanické míchání třílopatkovým míchadlem s rovnýma lomenýma lopatkama dle CVS 69 1043

Další z doporučovaných míchadel pro mechanické míchání vyhnívací nádrže je třílopatkové míchadlo s rovnýma lomenýma lopatkama.



Obrázek 50 –Třílopatkové míchadlo s rovnýma lomenýma lopatkama [7]

Návrhové parametry:

Míchadlo 69 1043 má dle přílohy 2 doporučené parametry $D/d = 3$ a vzdálenost ode dna nádrže je $H_2/d = 0,5$. Zároveň je u míchadla uvedeno stoupání listu vrtule v poměru $s/d = 1,5$. Z nich můžeme dle rovnic 6.2 a 6.4 vypočítat základní charakteristiky míchadla:

Průměr míchadla:

$$\frac{D}{d} = 3 \Rightarrow d = \frac{D}{3} = \frac{1,3 \text{ m}}{3} = 0,433 \text{ m}$$

Vzdálenost ode dna:

$$\frac{H_2}{d} = 0,5 \Rightarrow H_2 = 0,5 \cdot d = 0,75 \cdot 0,433 \cdot \text{m} = 0,324 \text{ m}$$

Stoupání listu vrtule dle [6]:

$$\operatorname{tg} \alpha = \frac{s}{\pi \cdot d} \Rightarrow \operatorname{tg} \alpha = \frac{1,5}{\pi} \Rightarrow \alpha = 25,52^\circ \approx 26^\circ \quad 6.5$$

Návrh při doporučeném energetickém vnosu

Z přílohy 2 je patrné, že hodnota P_o pro klenuté dno je 0,733.

$$n = \sqrt[3]{\frac{P}{\rho_{su} \cdot P_o \cdot d^5}} = \sqrt[3]{\frac{17,6}{1028,442 \cdot 0,733 \cdot 0,433^5}} = 1,153 \text{ s}^{-1}$$

Zpětná kontrola Reynoldsova čísla:

$$\operatorname{Re}_M = \frac{n \cdot d^2 \cdot \rho_{su}}{\mu_{su}} = \frac{1,153 \text{ s}^{-1} \cdot 0,433^2 \text{ m} \cdot 1028,442 \text{ kg} \cdot \text{m}^{-3}}{1,155 \cdot 10^{-3} \text{ Pa} \cdot \text{s}^{-1}}$$
$$\operatorname{Re}_M = 192532$$

$\operatorname{Re}_M > 10^3$ – vzniká turbulentní proudění a výpočet vyhovuje

Návrh pro udržení pevných částic ve vznosu

Pro míchadlo 69 1043 a klenuté dno je v příloze 2 uvedeno: $A=9,28$; $B=13,92$; $\alpha=0,486$; $\beta=1,485$; $d_p/D < 4,9 \cdot 10^{-4}; 1,9 \cdot 10^{-2}$. Po dosazení do rovnic 2.13 a 2.14 dostaneme:

$$\gamma = \alpha + \beta \cdot c_v = 0,486 + 1,485 \cdot 0,05 = 0,560$$

$$C = A \cdot \exp(B \cdot c_v) = 9,28 \cdot \exp(13,92 \cdot 0,05) = 18,613$$

a vypočítáme modifikované Freudovo kritérium z rovnice 2.11:

$$\operatorname{Fr}' = C \left(\frac{d_p}{D} \right)^\gamma = 18,613 (4,846 \cdot 10^{-4})^{0,560} = 0,26$$

Dále pak zjistíme kritické otáčky pro vznos:

$$n_c = \sqrt[2]{\frac{Fr \cdot g \cdot \Delta \rho}{\rho_k \cdot d}}$$
$$n_c = \sqrt[2]{\frac{0,26 \cdot 9,81 \text{ m} \cdot \text{s}^{-2} \cdot (1600 - 998,36) \text{ kg} \cdot \text{m}^{-3}}{998,36 \text{ kg} \cdot \text{m}^{-3} \cdot 0,433 \text{ m}}}$$
$$n_c = 1,875 \text{ s}^{-1}$$

ověříme hodnotu Reynoldsova bezrozměrného kritéria pro míchání:

$$Re_M = \frac{n_c \cdot d^2 \cdot \rho_{su}}{\mu_{su}} = \frac{1,875 \text{ s}^{-1} \cdot 0,433^2 \text{ m} \cdot 1028,442 \text{ kg} \cdot \text{m}^{-3}}{1,155 \cdot 10^{-3} \text{ Pa} \cdot \text{s}^{-1}}$$
$$Re_M = 313022$$

a vypočítáme výkon pohonu na hřídeli:

$$P = Po \cdot \rho_{su} \cdot n_c^3 \cdot d^5 = 0,733 \cdot 1028,442 \cdot 1,88^3 \text{ s}^{-1} \cdot 0,433^5 \text{ m} = 75,87 \text{ W}$$

Na závěr stanovíme bezrozměrné kritérium π_s :

$$\pi_s = Po \cdot \sqrt{Fr^3 \cdot (d/D)^7} = 0,733 \cdot \sqrt{0,26^3 \cdot \left(\frac{0,433 \text{ m}}{1,3 \text{ m}}\right)^7} = 2,06 \cdot 10^{-3}$$

6.2.4 Mechanické míchání hydrodynamicky optimalizovaným míchadlem s tvarovanými lopatkami „hydrofoil míchadlo“ TX 535

Čtyřlopatkové míchadlo firmy TECHMIX, s.r.o. s produktovým označením TX 535 má oproti standardním typům míchadel hydrodynamicky optimalizované lopatky, díky kterým je míchadlo někdy nazýváno také hydrofoil míchadlo. Výhodou těchto lopatek je nízká střižná síla působící na mikrobiální kulturu ve fermentoru. Zároveň se jedná o míchadlo s axiálním tokem kapaliny, což zamezuje sedimentaci těžších pevných částic na dně nádrže [9].



Obrázek 51 – Míchadlo TX 535 od firmy Techmix [9]

Návrhové parametry:

Míchadlo TX 535 má dle přílohy 2 doporučené parametry $D/d = 3$ a vzdálenost ode dna nádrže je $H_2/d = 0,75$. Po dosazení pak vyjde:

Průměr míchadla:

$$\frac{D}{d} = 3 \Rightarrow d = \frac{D}{3} = \frac{1,3}{3} = 0,433 \text{ m}$$

Vzdálenost ode dna:

$$\frac{H_2}{d} = 0,75 \Rightarrow H_2 = 0,75 \cdot d = 0,75 \cdot 0,433 = 0,324 \text{ m}$$

Návrh při doporučeném energetickém vnosu

Vzhledem k tomu, že porovnáváme různé typy míchadel při stejných podmínkách, budeme při návrhu opět uvažovat s hodnotou $P = 17,6 \text{ W}$ vypočtenou v rovnici 6.1. Z přílohy 2 je patrné, že hodnota Po pro klenuté dno je $0,646 \pm 0,009$. Pro další výpočet tedy budeme uvažovat $Po = 0,646$:

$$n = \sqrt[3]{\frac{P}{\rho_{su} \cdot Po \cdot d^5}} = \sqrt[3]{\frac{17,6}{1028,442 \cdot 0,646 \cdot 0,433^5}} = 1,20 \text{ s}^{-1}$$

Zpětná kontrola Reynoldsova čísla:

$$Re_M = \frac{n \cdot d^2 \cdot \rho_{su}}{\mu_{su}} = \frac{1,2 \text{ s}^{-1} \cdot 0,433^2 \text{ m} \cdot 1028,442 \text{ kg} \cdot \text{m}^{-3}}{1,155 \cdot 10^{-3} \text{ Pa} \cdot \text{s}^{-1}}$$
$$Re_M = 200334$$

$Re_M > 10^3$ – vzniká turbulentní proudění a výpočet vyhovuje

Návrh s energetickým vnosem dle praktických zkušeností pro míchadlo TX535

Pro míchadlo TX535 zdroj [9] uvádí i praktickou aplikaci ve fermentoru. Jedná se o reaktor s objemem nádrže 2245 m^3 , výškou $17,3 \text{ m}$ a průměrem $12,9 \text{ m}$. Zde jsou na jedné hřídeli umístěna dvě míchadla TX535, vrchní s průměrem $d_{TX335, vrch} = 3250 \text{ mm}$ a $d_{TX335, spod} = 2800 \text{ mm}$. Celou sestavu pohání motor o jmenovitém výkonu $7,5 \text{ kW}$ a výstupní otáčky převodové skříně jsou $n_{TX335} = 17 \cdot \text{min}^{-1} = 0,283 \text{ s}^{-1}$. Pro sušinu $7 \div 9 \%$ je příkon míchadla naměřený v MaR obsluhou 7 kW , což odpovídá hodnotě energetického vnosu $3,2 \text{ W} \cdot \text{m}^{-3}$. Při výpočtu pro naši nádrž tedy dle rovnice 6.1 platí:

$$P = V_{N, experiment} \cdot W_{TX535, realne} = 2,2 \text{ m}^3 \cdot 3,2 \text{ W} \cdot \text{m}^{-3} = 7 \text{ W}$$

Otáčky míchadla:

$$n = \sqrt[3]{\frac{P}{\rho_{su} \cdot Po \cdot d^5}} = \sqrt[3]{\frac{7}{1028,442 \cdot 0,646 \cdot 0,433^5}} = 0,88 \text{ s}^{-1}$$

Zpětná kontrola Reynoldsova čísla:

$$Re_M = \frac{n \cdot d^2 \cdot \rho_{su}}{\mu_{su}} = \frac{0,88 \text{ s}^{-1} \cdot 0,433^2 \text{ m} \cdot 1028,442 \text{ kg} \cdot \text{m}^{-3}}{1,155 \cdot 10^{-3} \text{ Pa} \cdot \text{s}^{-1}}$$
$$Re_M = 133556$$

Návrh pro udržení pevných částic ve vznosu

Pro míchadlo TX535 a klenuté dno Příloha 2 uvádí: $A=17$; $B=16,7$; $\alpha=0,562$; $\beta=1,9$; $d_p/D < 4,0 \cdot 10^{-4}; 3,0 \cdot 10^{-3}$. Po dosazení do rovnic pro výpočet korelačních koeficientů dostaneme:

$$\gamma = \alpha + \beta \cdot c_v = 0,562 + 1,9 \cdot 0,05 = 0,657$$

$$C = A \cdot \exp(B \cdot c_v) = 17 \cdot \exp(16,7 \cdot 0,05) = 39,181$$

vypočítáme Freudovo modifikované kritérium

$$Fr' = C \left(\frac{d_p}{D} \right)^\gamma = 39,181 (4,846 \cdot 10^{-4})^{0,657} = 0,260$$

stanovíme kritické otáčky pro vznos:

$$n_c = \sqrt[2]{\frac{Fr' \cdot g \cdot \Delta \rho}{\rho_k \cdot d}}$$
$$n_c = \sqrt[2]{\frac{0,26 \cdot 9,81 \text{ m} \cdot \text{s}^{-2} \cdot (1600 - 998,36) \text{ kg} \cdot \text{m}^{-3}}{998,36 \text{ kg} \cdot \text{m}^{-3} \cdot 0,433 \text{ m}}}$$
$$n_c = 1,88 \text{ s}^{-1}$$

Ověříme hodnoty Reynoldsova kritéria:

$$Re_M = \frac{n_c \cdot d^2 \cdot \rho_{su}}{\mu_{su}} = \frac{1,88 \text{ s}^{-1} \cdot 0,433^2 \text{ m} \cdot 1028,442 \text{ kg} \cdot \text{m}^{-3}}{1,155 \cdot 10^{-3} \text{ Pa} \cdot \text{s}^{-1}}$$
$$Re_M = 313856$$

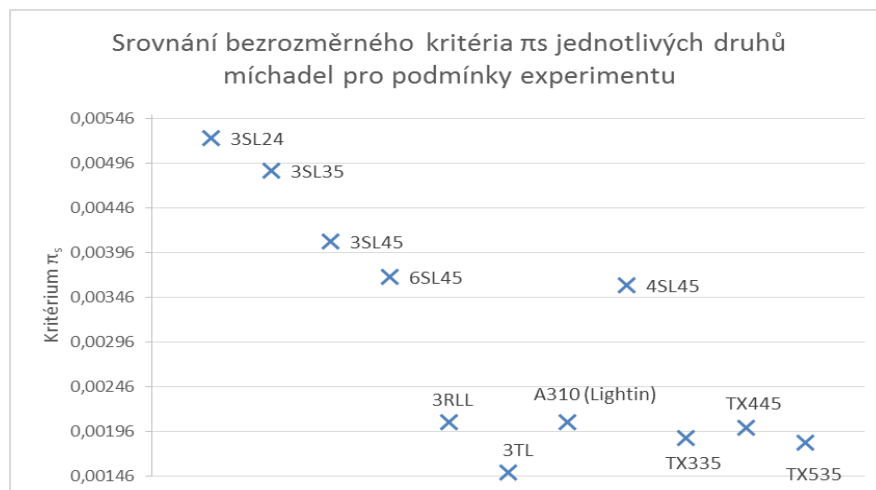
a určíme výkon pohonu na hřídeli:

$$P = Po \cdot \rho_{su} \cdot n_c^3 \cdot d^5 = 0,646 \cdot 1028,442 \cdot 1,88^3 \text{ s}^{-1} \cdot 0,433^5 \text{ m} = 67,193 \text{ W}$$

Na závěr vypočítáme bezrozměrné kritérium π_s :

$$\pi_s = Po \cdot \sqrt{Fr'^3 \cdot (d/D)^7} = 0,646 \cdot \sqrt{0,26^3 \cdot \left(\frac{0,433}{1,3}\right)^7} = 1,82 \cdot 10^{-3}$$

Další výpočty různých tvarů mechanických míchadel jsou dostupné v příloze 2 této práce. Na obr. 57 uvádím srovnání bezrozměrného kritéria π_s jednotlivých druhů míchadel na základě dostupných experimentálních údajů.



Obrázek 52 – Srovnání bezrozměrného kritéria π_s jednotlivých druhů míchadel pro podmínky experimentu: 3SL24, 3SL35, 3SL45 – třílopatkové míchadlo s lopatkama skloněnými pod úhlem $\alpha = 24^\circ$, 35° resp. 45° , 4SL45, 6SL45 – čtyř, resp. šestilopátkové míchadlo s lopatkama skloněnými pod úhlem 45° , 3RLL – třílopatkové míchadlo s rovnými lomenými lopatkama dle CVS 69 1043 ($s/d = 1,5$), 3TL – třílopatkové míchadlo s tvarovanými lopatkama dle CVS 69 1042.2, A310 – axiální míchadlo firmy LIGHTNIN typ A310, TX335, TX445, TX535 – axiální hydrofoil míchadla firmy Techmix, s.r.o [výpočty viz Příloha 2]

6.2.5 Mechanické čerpání kapaliny míchadlem umístěným v centrálním potrubí

Pro mechanické míchadlo umístěné v centrálním potrubí platí jedno zásadní pravidlo a to, že lze relativně přesně vyčíslit jeho objemový průtok. Následující návrh vychází z anglického pojmu „Turnover rate“. Matematicky se jedná o poměr objemu fermentoru k čerpací kapacitě za jednotku času. Dle [30] se navrhuje hodnota TR v rozmezí 30-60 min. Upřesňující informace však poskytuje zdroj [41], který uvádí, že tato doba může být pro tento druh systémů dokonce 20 min. Pro další návrh volím nejkonzervativnější hodnotu $TR = 20$ min. Na jejím základě dokážeme navrhnout požadovanou čerpací kapacitu mechanického míchadla:

$$TR = \frac{V_{VN,experiment}}{Q_{TR,míchadlo}} \Rightarrow Q_{TR,míchadlo} = \frac{V_{VN,experiment}}{TR} = \frac{2,2 \text{ m}^3}{20 \text{ min}} = 0,11 \text{ m}^3 \cdot \text{min}^{-1} \quad 6.6$$

Kde

TR – Turnover rate [min]

$Q_{TR,míchadlo}$ – čerpací výkon míchadla navržený metodou Turnover rate [$\text{m}^3 \cdot \text{min}^{-1}$]

Technicky se jedná o mechanické míchání systémem Halberg. Dle [42] se pro průtok v centrálním potrubí uvažuje hodnota $2-4 \text{ m} \cdot \text{s}^{-1}$ (volím hodnotu 2). Pro výpočet zkombinujeme obecné vztahy pro plochu potrubí:

$$S = \frac{\pi \cdot d_{potrubí}^2}{4} \quad 6.7$$

Kde

S – plocha potrubí [m^2]

$d_{potrubí}$ – průměr potrubí [m]

pro průtokové množství v potrubí platí:

$$Q = S \cdot v \quad 6.8$$

Kde

Q – objemový průtok [$\text{m}^3 \cdot \text{s}^{-1}$]

v – rychlost v potrubí [$\text{m} \cdot \text{s}^{-1}$]

a pro výpočet průměru potrubí poté zkombinujeme rovnice 6.7 a 6.8:

$$d_{\text{TR,potrubí}} = \sqrt{\frac{4 \cdot Q_{\text{TR,míchadlo}}}{\pi \cdot v_{\text{TR,dop}}}} = \sqrt{\frac{4 \cdot 1,83 \cdot 10^{-3} \text{ m}^3 \cdot \text{s}^{-1}}{\pi \cdot 2 \text{ m} \cdot \text{s}^{-1}}}$$
$$d_{\text{TR,potrubí}} = 0,034 \text{ m} = 34 \text{ mm}$$

Kde

$d_{\text{TR,potrubí}}$ – průměr centrálního potrubí navržený metodou Turnover rate [m]

$v_{\text{TR,dop}}$ – rychlost v potrubí doporučená pro návrh centrálního potrubí [$\text{m} \cdot \text{s}^{-1}$]

Do potrubí o tak malém průměru je sice možné konstrukčně navrhnout a vyrobit míchadlo, ale vzhledem k jeho rozměrům by měl pohon velmi vysoké otáčky. Zároveň by mělo centrální potrubí v nádrži tak malý rozměr, že by byl míchací efekt velmi lokálního charakteru. Z tohoto důvodu tedy výpočet pro experimentální model nádrže nevyhovuje, z čehož vyplývá, že poměry fungující pro velkoobjemové nádrže nemusí vždy fungovat pro ty malé.

6.4 Míchání recirkulací kalu systémem Rotamix

Následující výpočet vychází z příspěvku uveřejněném v konferenčním sborníku ANAEROBIE 2015 [50]. Provozovatel (SČVK, a.s.) se rozhodl změnit dosavadní způsob míchání pomocí bioplynu a cirkulačního čerpadla (25 + 30 kW) za hydraulické míchání systémem s řezacím čerpadlem Vaughan – Rotamix (45 kW). Jedná se o ČOV Bystřany s projektovanou kapacitou 104 tis. EO, která je vybavena dvoustupňovou mezofilní anaerobní stabilizací. Užitečný objem každé nádrže je 3100 m^3 , s výškou 25 m a průměrem 12,5 m. Do nádrže byly nainstalovány čtyři trysky – jedna zdvojená ve výšce 4,4 m ode dna nádrže a dvě jednoduché natočené shodně po směru obvodu pláště ve výšce 13 m. U dna ve středu nádrže je umístěno sání. Celkové průtokové množství čerpadla je $874 \text{ m}^3 \cdot \text{h}^{-1}$. Materiál dále uvádí, že intenzita míchání je 2x8 hodin, což zaručuje přečerpání VN dle typizační směrnice Hydroprojektu v rozmezí 3-5krát za den. Z těchto údajů sestavíme výpočet pro naši experimentální laboratorní nádrž.

Nejdříve si vypočítáme celkový objem, který čerpadlo přečerpá za uvedenou dobu:

$$V_{\text{Rot,16h}} = Q_{\text{Rot}} \cdot t_{\text{Rot}} = 874 \text{ m}^3 \cdot \text{h}^{-1} \cdot 16 \text{ h} = 13\,984 \text{ m}^3 \quad 6.9$$

Kde

$V_{\text{Rot,16h}}$ – objem přečerpáný čerpadlem Rotamix za 16 h [m^3]

Q_{Rot} – celkové průtokové množství čerpadla [$\text{m}^3 \cdot \text{h}^{-1}$]

t_{Rot} – doba běhu čerpadla [h]

a následně si spočítáme, kolikrát se za den přečerpá objem celé nádrže

$$\frac{V_{\text{Rot,16h}}}{V_{\text{VN,Bystřany}}} = \frac{13\,984 \text{ m}^3}{3100 \text{ m}^3} = 4,51 \quad 6.10$$

Kde

$V_{VN,Bystrany}$ – objem fermentoru na ČOV Bystřany [m^3]

Čerpadlo s řezací hlavou tedy přečerpá nádrž 4,51krát za 16 h doby provozu. Tuto hodnotu nyní aplikujeme na naši experimentální nádrž. Pro výpočet použijeme vztah 6.9:

$$Q_{Rot,experiment} = V_{VN,experiment} \cdot 4,51 = 2,2 m^3 \cdot 4,51 = 9,922 m^3/den$$

$$Q_{Rot,experiment} = 0,620 m^3 \cdot h^{-1} = 10,33 l \cdot min^{-1}$$

Kde

$Q_{Rot,experiment}$ – požadované průtokové množství čerpadla pro experimentální nádrž [m^3/den]

Pro experimentální nádrž bude zapotřebí čerpadlo s průtokovým množstvím $10,33 l \cdot min^{-1}$.

Dle zdroje [34] by měla být rychlost na výtlaku z trysky mezi 20-30 fps (při přepočtu do SI tedy $6,1-9,15 m \cdot s^{-1}$) – volím hodnotu $7,5 m \cdot s^{-1}$. Potrubí by se pak mělo navrhovat v rozmezí 5-8 fps ($1,5-2,42 m \cdot s^{-1}$) – volím hodnotu $2 m \cdot s^{-1}$. Pro náš případ je tedy minimální plocha hlavního potrubí dle rovnice 6.7:

$$S_{Rot,centr} = \frac{Q_{Rot,experiment}}{V_{Rot,dop}} = \frac{1,722 \cdot 10^{-4} m^3 \cdot s^{-1}}{2 m \cdot s^{-1}} = 8,611 \cdot 10^{-5} m^2$$

Kde

$S_{Rot,centr}$ – průřez centrálního potrubí navrženého systému Rotamix [m^2]

z níž si vypočítáme průměr hlavního potrubí:

$$S_{Rot,centr} = \frac{\pi \cdot d_{Rot,centr}^2}{4} \Rightarrow d_{Rot,centr} = \sqrt{\frac{S_{Rot,centr} \cdot 4}{\pi}}$$
$$d_{Rot,centr} = \sqrt{\frac{8,611 \cdot 10^{-5} m^2 \cdot 4}{\pi}} = 0,01 m = 1 cm$$

Kde

$d_{Rot,centr}$ – průměr centrálního potrubí navrženého systému Rotamix [m]

Z rovnice kontinuity pak můžeme vypočítat i plochu jedné trysky:

$$S \cdot v = konst \Rightarrow S_{Rot,centr} \cdot V_{Rot,potrubí} = S_{Rot,tryska} \cdot V_{Rot,tryska}$$
$$S_{Rot,tryska} = \frac{S_{Rot,centr} \cdot V_{Rot,potrubí}}{V_{Rot,tryska}} = \frac{8,611 \cdot 10^{-5} m^2 \cdot 2 m \cdot s^{-1}}{7,5 m \cdot s^{-1}} \quad 6.11$$
$$S_{Rot,tryska} = 2,296 \cdot 10^{-5} m^2$$

Kde

$S_{Rot,tryska}$ – plocha jedné trysky navrženého systému Rotamix [m^2]

a z ní patřičný vnitřní průměr trysky

$$d_{Rot,tryska} = \sqrt{\frac{S_{Rot,tryska} \cdot 4}{\pi}} = \sqrt{\frac{2,296 \cdot 10^{-5} m^2 \cdot 4}{\pi}} = 5,4 \cdot 10^{-3} m = 5,4 mm$$

Kde

$d_{Rot,tryska}$ – průměr trysky navrženého systému Rotamix [m]

Pro počet trysek, geometrii a jejich uspořádání literatura neuvádí žádný vztah. Toto rozmístění je čistě experimentální. Literatura [48] dále uvádí příkon čerpadla v rozmezí 0,005 až 0,008 kW·m⁻³. Při běžném nahlédnutí na stránky prodejce se dá běžně koupit průtokové čerpadlo s průtokem 10 l·min⁻¹, čerpacím tlakem 0,55 bar a přípojkou 10 mm na hadici s příkonem 24 W. Při přepočtu příkonu na 1 m³ nádrže nám vychází hodnota 10,9 W·m⁻³.

6.5 Promíchávání metanizační nádrže bioplynem

V literatuře existuje celá řada rovnic a hodnot pro návrh optimálního průtoku vzduchu při míchání pomocí bioplynu. Vycházejí především ze zkušeností a empirických měření prováděných na reaktorech. Pro výpočet potřebného průtoku vzduchu do experimentální nádrže uvádím některé z nich.

Výpočet dle Sýkory (1988)

Pro stanovení potřebného průtoku bioplynu k míchání se v odborné literatuře uvádí vztah [11]:

$$Q_{\text{SYK}} = \frac{2 \cdot D_1^2}{H} \cdot v_{\text{str}}^3 \quad 6.12$$

Kde

Q_{SYK} – objemový průtok plynu vypočítaný dle Sýkory [m³·h⁻¹]

D_1 – průměr válcové části nádrže [m]

H – výška promíchávané části nádrže [m]

v_{str} – ideální střední profilová rychlost kalu v nádrži [m/h]

Ideální střední profilová rychlost v kalu se volí v rozmezí:

$$v_{\text{str}} \in \langle 1,2;1,6 \rangle$$

Pro další výpočet volím $v_{\text{str}} = 1,4$. Po dosazení rozměrů nádrže do rovnice 6.12 dostaneme:

$$Q_{\text{SYK}} = \frac{2 \cdot (1,3)^2}{2,134} \cdot 1,4^3 = 4,346 \text{ m}^3/\text{h}$$

Pro zamíchání experimentální laboratorní nádrže by bylo dle vztahu 6.12 potřeba distribuovat 4,346 m³·h⁻¹ vzduchu.

Výpočet dle Hydroprojektu (1993)

Dle Hydroprojektu [11] je při poměru

$$\frac{H}{D} \geq 1$$

dostačující 1 centrální trubka, do které je potřeba přivést minimálně:

$$Q_{\text{HYD}} = \frac{1,4 \text{ m}^3 \text{ bioplynu}}{\text{m}^2 \text{ plochy fermentoru}} \text{ za hodinu} \quad 6.13$$

Výsledné množství plynu potom bude:

$$Q_{\text{HYD}} = \frac{1,4 \text{ m}^3 \text{ bioplynu}}{\text{m}^2 \text{ plochy fermentoru} \cdot \text{h}} \cdot 1,327 \text{ m}^2 = 1,875 \text{ m}^3/\text{h}$$

Kde

Q_{HYD} – objemový průtok plynu vypočítaný dle Hydroprojektu [$\text{m}^3 \cdot \text{h}^{-1}$]

Výpočet dle ATV Handbuch (1996)

Oproti výpočtu Hydroprojektu je návrh uvedený v ATV Handbuch [11] konzervativnější a pro optimální míchání doporučuje:

$$Q_{\text{ATV}} = \frac{2 \text{ m}^3 \text{ bioplynu}}{\text{m}^2 \text{ plochy fermentoru}} \text{ za hodinu} \quad 6.14$$

Výsledná potřeba vzduchu pro umíchání laboratorního modelu je:

$$Q_{\text{ATV}} = \frac{2 \text{ m}^3}{\text{m}^2} \cdot S = 2 \cdot 1,327 = 2,654 \text{ m}^3/\text{h}$$

Kde

Q_{ATV} – objemový průtok plynu vypočítaný dle ATV [$\text{m}^3 \cdot \text{h}^{-1}$]

Výpočet dle ENKI (2006)

Dle [2] se při míchání bioplynem doporučuje:

$$Q_{\text{ENKI}} = \frac{0,27 - 0,42 \text{ m}^3 \text{ bioplynu}}{\text{m}^3 \text{ objemu reaktoru}} \text{ za hodinu} \quad 6.15$$

Pro výpočet volím střední hodnotu $0,34 \text{ m}^3$ bioplynu. Po dosazení tedy vyjde

$$Q_{\text{ENKI}} = 0,34 \text{ m}^3 \cdot 2,2 \text{ m}^3 = 0,748 \text{ m}^3/\text{h}$$

Kde

Q_{ENKI} – objemový průtok plynu vypočítaný dle ENKI [$\text{m}^3 \cdot \text{h}^{-1}$]

Výpočet dle Wastewater sludge processing (2006)

Hodnoty uvedené v knize Wastewater sludge processing [48] se dělí do dvou kategorií. První kategorie je pro uzavřený systém (bioplyn v centrálním potrubí) s požadovaným průtočným objemem bioplynu $0,27 - 0,3 \text{ m}^3 \cdot \text{m}^{-3} \cdot \text{h}^{-1}$. Druhá kategorie je pro otevřené systémy (tyče, difuzory) a zde je požadováno minimálně $0, - 0,42 \text{ m}^3 \cdot \text{m}^{-3} \cdot \text{h}^{-1}$. Při přepočtu na naši nádrž

$$Q_{\text{WSP,uzavren}} = \frac{0,27 - 0,3 \text{ m}^3 \text{ bioplynu}}{\text{m}^3 \text{ objemu reaktoru}} \text{ za hodinu} \quad 6.16$$

Po dosazení střední hodnoty $0,27 \text{ m}^3$ bioplynu vyjde

$$Q_{\text{WSP,uzavren}} = 0,27 \text{ m}^3 \cdot 2,2 \text{ m}^3 = 0,594 \text{ m}^3/\text{h}$$

Kde

$Q_{\text{WSP,uzavren}}$ – objemový průtok plynu v uzavřeném systému vypočítaný dle WSP [$\text{m}^3 \cdot \text{h}^{-1}$]

Pro variantu s otevřeným systémem je to pak

$$Q_{WSP,otevren} = \frac{0,3 - 0,42 \text{ m}^3 \text{ bioplynu}}{\text{m}^3 \text{ objemu reaktoru}} \text{ za hodinu} \quad 6.17$$

$$Q_{WSP,otevren} = 0,36 \text{ m}^3 \cdot 2,2 \text{ m}^3 = 0,792 \text{ m}^3/\text{h}$$

Kde

$Q_{WSP,otevren}$ – objemový průtok plynu v otevřeném systému vypočítaný dle WSP [$\text{m}^3 \cdot \text{h}^{-1}$]

Výpočet dle doporučovaného gradientu rychlosti

Předcházející hodnoty byly zjištěny většinou na základě empirických údajů. Vědecktější přístup nabízí výpočet vycházející z požadovaného gradientu rychlosti [30]. Ten se spočítá dle následujícího vztahu:

$$G = \left(\frac{W}{\mu} \right)^{\frac{1}{2}} = \left(\frac{E}{V \cdot \mu} \right)^{\frac{1}{2}} \quad 6.18$$

Kde:

G – rychlostní gradient [s^{-1}]

W – energetický vnos [$\text{W} \cdot \text{m}^{-3}$]

E – přenos energie [$\text{J} \cdot \text{s}^{-1}$]

Pro výpočet gradientu rychlosti využijeme předcházející rovnici, do které za veličinu přenosu energie dosadíme vztah pro přenos energie jednou tryskou [49]:

$$E = p_1 \cdot Q_{GRAD} \cdot \ln \left(\frac{P_2}{P_1} \right) \quad 6.19$$

Kde:

Q_{GRAD} – objemový průtok plynu vypočítaný dle gradientu rychlosti [$\text{m}^3 \cdot \text{h}^{-1}$]

P_1 – absolutní tlak na povrchu kapaliny [Pa]

P_2 – absolutní tlak na hraně difuzoru [Pa]

Doporučované hodnoty gradientu rychlosti pro míchání vyhnívacích nádrží se dle [30] volí v rozmezí:

$$G \in < 50,85 >$$

Pro další výpočet volím hodnotu $G=70 \text{ s}^{-1}$. Při známém objemu nádrže a dynamické viskozitě vody vypočítáme z rovnice 6.18 požadovaný přenos energie:

$$G = \left(\frac{E}{V \cdot \mu} \right)^{\frac{1}{2}} \Rightarrow E = G^2 \cdot V \cdot \mu = 70^2 \text{ s}^{-1} \cdot 2,2 \text{ m}^3 \cdot 1 \cdot 10^{-3} \text{ Pa} \cdot \text{s}^{-1}$$

$$E = 10,78 \text{ J} \cdot \text{s}^{-1}$$

Pro výpočet rovnice 6.19 potřebujeme zjistit ještě hodnoty barometrického tlaku. Ten si pro potřeby výpočtu stanovíme na hodnotu 101 500 Pa. Pro výpočet tlaku v místě vyústění trysky budeme uvažovat vzorec pro hydrostatický tlak. Celkový tlak se pak při zanedbání ztrát v potrubí a 2 m ponor provzdušňovacích tyčí vypočítá jako:

$$p_2 = p_1 + p_{hydrostaticky} = p_1 + \rho_k \cdot g \cdot H$$

$$p_2 = 101500 \text{ Pa} + 1000 \cdot 9,81 \cdot 2 = 121120 \text{ Pa}$$
6.20

Kde

p_1 – barometrický tlak [Pa]

$p_{hydrostaticky}$ – tlak v místě vyústění trysky [Pa]

p_2 – tlak v místě vyústění trysky [Pa]

Pro výpočet výsledného průtočného množství plynu si vyjádříme objemový průtok z rovnice 6.19:

$$E = p_1 \cdot Q_{GRAD} \cdot \ln\left(\frac{p_2}{p_1}\right) \Rightarrow Q_{GRAD} = \frac{E}{p_1 \cdot \ln\left(\frac{p_2}{p_1}\right)}$$

a po dosazení dostaneme:

$$Q_{GRAD} = \frac{10,78 \text{ J} \cdot \text{s}^{-1}}{101500 \text{ Pa} \cdot \ln\left(\frac{121120 \text{ Pa}}{101500 \text{ Pa}}\right)} = 6,01 \cdot 10^{-4} \text{ m}^3 \cdot \text{s}^{-1}$$

Po převedení dostaneme výslednou hodnotu objemového průtoku $Q_{GRAD}=2,163 \text{ m}^3 \cdot \text{h}^{-1}$

Pro návrh průměrů potrubí využijeme doporučení dle ČSN 75 64 15 – Plynové hospodářství čistíren odpadních vod [51]. Dle kapitoly 8.2 Využívání bioplynu k promíchávání kalu podkapitoly 8.2.6 se doporučuje dimenzovat výtlačné potrubí v celé délce tak, aby maximální rychlost při největším průtoku bioplynu byla nejvýše $10 \text{ m} \cdot \text{s}^{-1}$. Pro další výpočet tedy volíme $v_{pneu,max} = 10 \text{ m} \cdot \text{s}^{-1}$. Pro návrh průměru potrubí využijeme rovnici 6.7 ve tvaru

$$S_{pneu,potrubí} = \frac{Q}{v_{pneu,max}}$$

Kde

$v_{pneu,max}$ – maximální rychlost na výtlačku v potrubí dle ČSN 75 64 15 [$\text{m} \cdot \text{s}^{-1}$]

$S_{pneu,potrubí}$ – plocha potrubí při maximální dovolené rychlosti na výtlačku [m^2]

Výpočet jednotlivých průměrů a shrnutí jednotlivých výpočetních metod pneumatického míchání je uveden v následující tabulce:

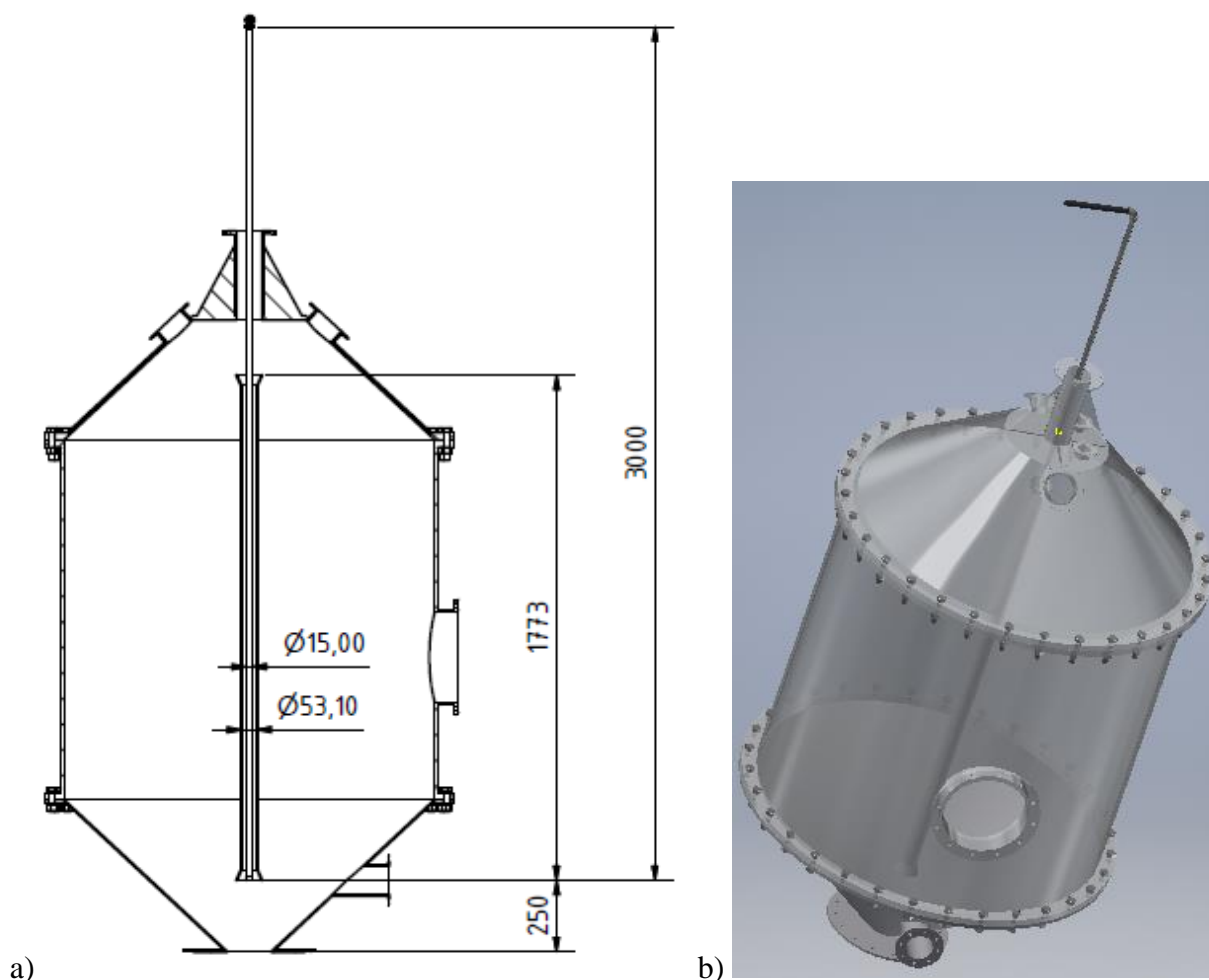
Tabulka 6 – Srovnání jednotlivých výpočetních metod a výpočet minimálního průměru výtlačného potrubí

Výpočet dle	Q [$\text{m}^3 \cdot \text{h}^{-1}$]	S [m^2]	d [m]	d [mm]
Sýkory (1988)	4,346	1,21E-04	1,24E-02	12,39792
Hydroprojektu (1993)	1,875	5,21E-05	8,14E-03	8,14338
ATV Handbuch (1996)	2,654	7,37E-05	9,69E-03	9,68845
ENKI (2006)	0,748	2,08E-05	5,14E-03	5,14345
WSP - otevřený (2006)	0,792	2,20E-05	5,29E-03	5,29257
WSP - uzavřený (2006)	0,594	1,65E-05	4,58E-03	4,58350
Doporučeného gradientu rychlosti	2,163	6,01E-05	8,75E-03	8,74646

Dále se v odborné literatuře uvádějí typové kompresory s dopravním množstvím v závislosti na objemu míchaného reaktoru. Tyto hodnoty jsou ovšem omezeny s ohledem na nedostatečný sortiment kompresorů v dřívějších dobách, proto je dále při svém návrhu neuvádím.

7. Experimentální měření

V rámci praktické části práce bylo po konzultaci s vedoucím práce rozhodnuto o realizaci pneumatického míchání podle metody popsané v podkapitole 4.3.3 a znázorněné na Obrázku 43. Celý experiment se prováděl v laboratořích ÚPI. Obrázek 53 představuje náčrsek sestavení celé experimentální nádrže.



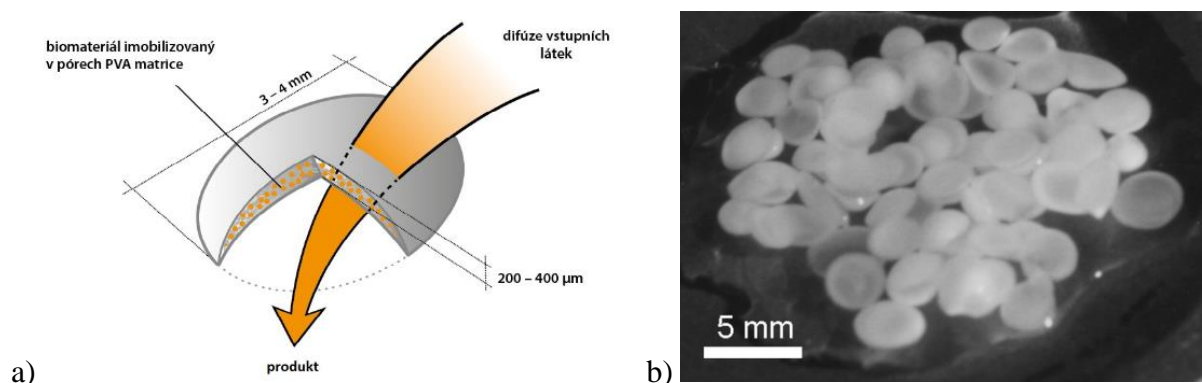
Obrázek 53 – Návrh experimentálního měření pneumatického míchání: a) schématický náčrt b) vizualizace experimentu

7.1 Plán experimentu

Cílem experimentu je pomocí vizualizace posoudit vhodnost tohoto způsobu míchání pro námi zvolenou geometrii nádrže, a zjistit možnosti vizualizace pro pneumatické metody promíchávání. Míchanou kapalinou v nádrži je voda, médium pro pneumatické míchadlo je tlakový vzduch.

Vzhledem k charakteru proudění nelze žádným běžným průtokoměrem měřit dvoufázové proudění uvnitř centrální trubky. Vzhledem k náhlé poruše hmotnostního vzduchového průtokoměru v laboratoři nelze měřit ani dodávaný objem vzduchu k promíchávání. Jediným způsobem, jak posoudit účinky míchání je vizualizace proudnic pomocí vhodných částic přimíchaných do kapaliny.

Pro vizualizaci rozložení proudnic v míchané experimentální nádobě bude použita suspenze vody a imobilizované biomasy – technologie od firmy LentiKat's. Ta je primárně využívána v biologickém stupni na čistírně odpadních vod, zejména pak v nitrifikaci a denitrifikaci.



Obrázek 54 Imobilizovaná biomasa [52]: a) princip b) detail

Malé čočky (viz. Obrázek 54) mají ve svém pórovitém PVA (polyvinylalkoholovém) nosiči zabudovanou imobilizovanou biomasu. Tato technologie umožňuje cíleně ovlivňovat složení a koncentraci biomasy. Pro náš výzkum poslouží jako simulace vloček kalu a jako částice pro vizualizaci proudění.

Při experimentu se budou sledovat účinky míchání na proudění v nádobě v závislosti na tlaku přiváděného vzduchu a na výšce přívodu vzduchu v centrální trubce.

7.1 Sestavení experimentu a průběh měření

Pro sestavení experimentální nádrže pro vybraný způsob míchání nebylo třeba žádných konstrukčních úprav stávající nádrže. Centrální trubka o průměru 50 mm byla využita z předchozích experimentů a je ukotvena v nádrži obdobným způsobem, jakým bývají ukotveny centrální trubky ve skutečnosti (viz. Obrázek 55). Po nasazení a montáži víka nádrže byla v ose nádrže (a i centrální trubky) namontována trubka s přívodem vzduchu. Ta má průměr 1/2 '' a na jednom konci je opatřena kolenem a závitem pro připojení hadice. Na přívodném vedení tlakového vzduchu byl nainstalován redukční ventil s tlakoměrem (viz. Obrázek 56). Na ponořeném ústí není trubka opatřena žádnou tryskou, neboť literatura se pro takové způsoby přívodu tlakového vzduchu o žádných tryskách nezmiňuje.



Obrázek 55 – Experimentální model vyhnívací nádrže s centrálním potrubím



Obrázek 56 – Detail přívodního vzduchového potrubí s měřičem tlaku

Pro zamezení stříkající kapaliny z nádrže byla na trubku s tlakovým vzduchem navlečena jednoduchá deska z gumového těsnění. Trubka s přívodem vzduchu pak byla upevněna k nádrži svěrkou, čímž jsme mohli nastavovat výšku přívodu vzduchu prakticky v libovolném rozsahu.

Vlastní experiment spočíval ve zjišťování účinku míchání při různém tlaku a při různé výšce přívodu tlakového vzduchu (viz. obr. 62 – toho dolního průhledítka). Po přisypání vloček se opticky sledovaly proudnice kolem centrální trubky a u dna nádrže.

7.3 Diskuze nad výsledky experimentu

Při prvních pokusech experimentu se zdál být zvolený způsob míchání jako velice perspektivní, neboť výron směsi kapaliny s plynem z centrální trubky byl velmi dynamický. Podle redukčního ventilu začínala kapalina v centrální trubce proudit už při přetlaku 0,22 bar. Při přetlaku 0,4 bar bylo už proudění natolik dynamické, že další zvyšování tlaku by už bylo bezpředmětné. Při maximálním dosaženém tlaku docházelo k velkému „vlnobití“ na hladině a k vystřikování vody horními průhledítky. Tyto jevy přičítám k velkému průměru přívodní trubky vzduchu a tím i k velkému objemu dodávaného vzduchu. Nečekanou poruchou hmotnostního vzduchového průtokoměru experiment jednoznačně ztratil zajímavý a vypovídající údaj.

Při vizualizaci proudění se ukázalo, že vlivem rozbití proudnic u hladiny dochází k distribuci vloček po celém objemu nádrže. Nebyly pozorovány žádné změny proudění poblíže centrální trubky nebo podle stěn nádoby. Sací efekt v centrální trubce dokázal nasávat vločky pouze v okruhu cca 15 cm kolem dolního hrdla. Zbylé vločky se jinak usazovaly na dně. Při opětovných pokusech bylo snadno dosaženo jejich rozvíření úplným snížením přívodu vzduchu až k samému dnu kuželové části nádrže. Tato poloha přívodu vzduchu však nemá pro vlastní experiment žádnou vypovídající hodnotu. Lze předpokládat, že v případě použití reálného kalu, který má „těžší“ pevné částice, by byl účinek míchání mizivý.

Celkově lze hodnotit zvolený způsob míchání jako nedostačující. Pro další práci je nutné se zaměřit na možné způsoby intenzifikace proudění uvnitř centrální trubky a také změření objemu přiváděného vzduchu. Z hlediska ověření možnosti vizualizace účinků pneumatického míchání byl experiment úspěšný.

8. Závěr

Tato diplomová práce se zabývala otázkou návrhu optimálního promíchávání velkokapacitních vyhnívacích nádrží na čistírnách odpadních vod. V prvních kapitolách byly popsány obecné výpočetní vztahy a konstrukce různých druhů míchacích zařízení včetně zásad pro jejich navrhování. Pro názornost pak byly uvedeny některé aplikace míchacích systémů pro velkokapacitní nádrže z praxe. V dalších kapitolách se práce zaměřovala na proces anaerobní fermentace. Byl popsán celý čistírenský proces s důrazem na vznik kalu, separaci od vyčištěné odpadní vody a jeho cestu do vyhnívací nádrže přes kalové hospodářství. Následně se práce detailně zabývala procesem anaerobní stabilizace kalu, technologickými požadavky pro správnou funkci fermentoru, možností sledování stavu procesu a využitím konečných produktů fermentace. Na závěr teoretické části byly uvedeny různé řešení obálek fermentorů včetně vnitřních vestaveb, zejména pak míchací aparáty různých typů a konstrukcí, které se od běžných míchadel pro velkokapacitní nádrže z předchozích kapitol liší především specifickými požadavky technologického procesu anaerobní fermentace.

Hlavním cílem práce však bylo navrhnout a posoudit několik variant míchacích zařízení pro experimentální model fermentační nádrže umístěný v laboratořích ÚPI. K tomuto účelu byly použity poznatky z teoretické části této práce a empirické hodnoty získané studiem odborné literatury. Bylo navrženo několik variant různých míchacích aparátů z různých kategorií. Mechanická míchadla byla v první řadě navrhována na základě doporučené hodnoty energetického vnosu P/V kritériem, poté byl výpočet proveden na základě modifikovaného Freudova kritéria pro udržení pevných částic ve vznosu. V kapitole výpočtu míchadla TX 535 byl navíc uveden příklad z praxe, na jehož základě byla navržena alternativní konstrukce míchadla. Hydraulické míchání bylo navrženo na základě hodnot „Turnover rate“ a podobnosti s reálnou aplikací tohoto systému na ČOV Bystřany. Pneumatické míchání pak většinou vychází z empirických hodnot a poslední výpočet je proveden pomocí gradientu rychlosti.

Návrhové výpočty poukázaly na několik úskalí při navrhování laboratorních pokusů do experimentální nádrže. Většina odborné literatury doporučuje navrhovat mechanická míchadla pro hodnotu energetického vnosu $5 - 8 \text{ W} \cdot \text{m}^{-3}$ z nichž nejčteněji uváděná je právě hodnota $8 \text{ W} \cdot \text{m}^{-3}$, která byla použita i pro výpočty mechanického míchání v této práci. Bylo zjištěno, že tento zobecněný koeficient však nemá žádnou reálnou vypovídající hodnotu a neodpovídá nejnovějším konstrukčním trendům a provozním zkušenostem se současnými typy míchadel. Hydraulicky optimalizovaná míchadla (jako třeba TX 535) potřebují pro ekvivalentní míchací efekt ve srovnání se staršími typy např. lopatkových míchadel mnohem méně energie. Tento argument je podpořen fungujícím provozním modelem zmíněného míchadla TX 535 v reálné vyhnívací nádrži, kdy dosahuje míchadlo skvělých výsledků po 6 letech provozu s přepočteným energetickým vnosem $3,2 \text{ W} \cdot \text{m}^{-3}$.

Většina odborné literatury zároveň s energetickým vnosem doporučuje volit hodnotu gradientu rychlosti (tzv. G – faktor) v rozmezí $G = < 50; 85 > \text{s}^{-1}$. Výpočet energetického vnosu při využití požadovaného gradientu rychlosti vyjde při nejnižší zvolené hodnotě a dynamické viskozitě vody $2,5 \text{ W} \cdot \text{m}^{-3}$. Při nejvyšším gradientu pak $7,225 \text{ W} \cdot \text{m}^{-3}$. Otázkou je, proč se liší hodnoty doporučeného energetického vnosu s hodnotami při výpočtu pomocí gradientu rychlosti.

Dalším získaným poznatkem je platnost uvedených vztahů v různých velikostech nádrží. Poměry, které fungují pro velkoobjemové nádrže, nemusí vždy fungovat pro ty malé. Při výpočtu čerpání kapaliny pomocí míchadla umístěného v centrálním potrubí nám dle výpočtu vyšel průměr potrubí 34 mm. Do potrubí o tak malém průměru je sice možné konstrukčně navrhnout a vyrobit míchadlo, ale vzhledem k jeho rozměrům by měl pohon velmi vysoké otáčky. Zároveň by mělo centrální potrubí v nádrži tak malý rozměr, že by byl míchací efekt velmi lokálního charakteru.

Při výpočtech pneumatického míchání hrála velkou roli i nejednoznačnost navržených řešení. Hodnoty vykazovaly velikou odchylku požadovaného objemového průtoku plynu pro zamíchání experimentální vyhnívací nádrže v rozmezí $Q = < 0,594; 4,346 > \text{m}^3 \cdot \text{h}^{-1}$. Zároveň odborná literatura nespecifikuje, pro jakou konstrukci a vnitřní uspořádání pneumatického míchání se daný výpočet vlastně vztahuje. Proto by bylo vhodné se při další práci věnovat jejich experimentálnímu ověření.

V rámci praktické části diplomové práce proběhly konzultace s provozovateli čistíren odpadních vod v České republice o jejich spokojenosti s jednotlivými míchacími systémy. Na základě těchto odborných diskuzí a poznatků z rešeršní části této práce lze konstatovat, že původní projekty vyhnívacích nádrží vycházejí z typizačních prací vypracovaných v 90. letech minulého století firmou Hydroprojekt. Unifikované projekční schéma počítalo s využitím pneumatického míchání pomocí bioplynu a cirkulací kalu s tepelným výměníkem pro ohřev kalu na požadovanou teplotu. Proto je tento způsob nejrozšířenějším řešením míchání vyhnívacích nádrží na čistírnách odpadních vod v České Republice. V minulosti vyvstávaly taktéž obavy o nedokonalé konstrukční provedení mechanických míchadel vzhledem k omezené dostupnosti použitých materiálů. V průběhu let se však využívané materiály zdokonalovaly, na což pružně nedokázaly nové normy a doporučení pro provozovatele ČOV reagovat. Z dostupných podkladů od provozovatelů lze konstatovat, že mechanické míchání nabízí nejlepší distribuci energie do celého objemu nádrže a snižuje náklady na servisní práce a čištění fermentoru. Zároveň lze doporučit i hydraulické míchání, ke kterému mají však někteří provozovatelé na základě zprostředkovaných zkušeností výhrady, zejména pak k usazování těžších částic v „mrtvých zónách“ fermentační nádrže.

Na základě výpočtové části bylo provedeno i experimentální měření na laboratorním modelu vyhnívací nádrže. Tato část bohužel neprobíhala úplně ideálně. Míchání ani zdaleka nedosahovalo teoretického potenciálu pneumatického míchání v centrálním potrubí. Čerpací charakteristika sice dosahovala požadovaných parametrů, nicméně míchací účinek byl pouze lokální asi 15 cm v okolí dolního hrdla. Vizualizace pomocí imobilizované biomasy prokázala usazování pevných částic na stěnách kónického dna experimentální nádrže. Nepomohlo ani navyšování průtokového množství vzduchu hnaného do centrálního potrubí.

Míchání vyhnívacích nádrží je velmi komplexní problematika. Bez podrobných znalostí vlivu jednotlivých typů míchadel na technologické veličiny, zejména pak na výtěžnost bioplynu, jeho kvalitu, teplotní gradient v jednotlivých místech nádrže a účinnost míchání v celém objemu fermentoru nemůžeme jednoznačně určit jednotlivé investiční, provozní a servisní náklady. Pro další vědecko – výzkumnou činnost v této oblasti doporučuji zaměřit se primárně na mechanické a hydraulické míchání. Pneumatické míchání vykazuje ve všech ohledech pouze lokální účinky míchání, jak bylo prokázáno v experimentální části této práce a na základě poznatků uvedených v odborné literatuře. Zajímavým řešením pro experimentální testování by mohlo být „hydrofoil míchadlo“ s hydraulicky optimalizovaným tvarem lopatek TX535, hydraulické míchání pomocí trysek systémem Rotamix. Na základě

výzkumů prováděných v odborných literaturách pak doporučuji k dalšímu testování v České Republice neznámý systém míchadla s přímočarým vratným pohybem OVIVOTM.

9. Seznam použité literatury

- [1] Nakládání s odpady. *Vítejte na Zemi* [online]. Praha: CENIA, česká informační agentura životního prostředí, c2013 [cit. 2017-05-25]. Dostupné z: http://vitejtenazemi.cz/cenia/index.php?p=nakladani_s_odpady&site=odpady
- [2] KAJAN, Miroslav a Richard LHOTSKÝ. Možnosti zvýšení výroby bioplynu na stávajících zařízeních: ev.č.222004 6194. In: *MPO efekt: Informační portál ministerstva průmyslu a obchodu* [online]. Třeboň: ENKI, o.p.s, 2006 [cit. 2017-05-02]. Dostupné z: <http://www.mpo-efekt.cz/dokument/30.pdf>
- [3] MEDEK, Jaroslav. *Hydraulické pochody*. Vyd. 4., V Akademickém nakladatelství CERM 1. Brno: Akademické nakladatelství CERM, 2004, 339 s. ISBN 80-214-2640-3.
- [4] SEICHTER, Pavel a Luboš PEŠL. Navrhování rotačních míchadel - věda nebo rutina? *CHEMagazín*. 2005, XV(2), 8 - 11.
- [5] 9. Míchání. In: *Univerzita Jana Evangelisty Purkyně: Fakulta životního prostředí* [online]. Ústí nad Labem: Fakulta životního prostředí, 2015 [cit. 2017-04-22]. Dostupné z: fzp.ujep.cz/ktv/uc_texty/pt3/9%20Michani.pdf
- [6] STREK, Frederyk. *Míchání a míchací zařízení*. 1. Praha: SNTL – Nakladatelství technické literatury, 1977. ISBN není.
- [7] JIROUT, Tomáš. Míchání v kapalném prostředí. In: *Hydromechanické procesy* [online]. Praha: České vysoké učení technické v Praze, 2011 [cit. 2017-02-27]. Dostupné z: <http://users.fsfd.cvut.cz/~jiroutom/vyuka/hmz/hmz9.pdf>
- [8] Příkonové charakteristiky pro vybraná pomaloběžná míchadla v modelové suspenzi. *Listy cukrovarnické a řepářské*. 2012, (9-10), 304 - 306. ISSN 1805-9708.
- [9] RIEGER, František, Pavel SEICHTER, Czesław KUNCEWICZ a Dorin CERES. Dobór mieszadeł do bioreaktorów. *INŻYNIERIA I APARATURA CHemiczna*. 2012, (1), 1-4.
- [10] ČSN EN 60034-30-1. *Točivé elektrické stroje: Část 30-1: Třídy účinnosti střídavých motorů provozovaných ze sítě (IE kód)*. 1. Brno: ORGREZ Brno, c2014.
- [11] DOHÁNYOS, Michal et al. *Anaerobní čistírenské technologie*. Brno: NOEL 2000, c1998. ISBN 80-860-2019-3.
- [12] Technologická zařízení INVENT: iCBA® – hrubobublinný provzdušňovací systém. In: *Centroprojekt: Spolehlivý partner v investiční výstavbě* [online]. Zlín: CENTROPROJEKT GROUP, c2017 [cit. 2017-04-22]. Dostupné z: <http://www.centroprojekt.cz/invent/>
- [13] HALASOVÁ, Pavla. *Čištění odpadních vod: Odborná příručka*. 2. Centroprojekt Group, a.s., 2016.
- [14] MERO ČR, a.s.: MEzinárodní ROpovody. *MERO ČR, a.s.* [online]. Kralupy nad Vltavou: MERO ČR, c2008 [cit. 2017-05-25]. Dostupné z: <http://www.mero.cz/>
- [15] DS Jet Mixer. *Sweat Energy* [online]. Houston: Sweat Energy Services, c2015 [cit. 2017-05-25]. Dostupné z: <http://www.sweatenergy.com/ds-jet-mixing/>

-
- [16] SVAČINA, Ondřej. *Míchání suspenzí částic lehčích než kapalina*. Praha, 2015. článek. ČVUT Praha. Vedoucí práce Tomáš Jirout.
- [17] ZEJDA, V. *Ejektory a jejich využití v průmyslu*. Brno: Vysoké učení technické v Brně, Fakulta strojního inženýrství, 2013. 57 s. Vedoucí bakalářské práce Ing. Jiří Vondál, Ph.D.
- [18] BINDZAR, Jan et al. *Základy úpravy a čištění vod*. 1. Praha: Vydavatelství VŠCHT Praha, 2009. ISBN 978-80-7080-729-3.
- [19] Mechanické čištění odpadních vod. *Úprava a čištění vody: Multimediální učební texty zaměřené na problematiku úpravy a čištění vody* [online]. VŠB TU OSTRAVA: doc. Dr. Ing. Radmila Kučerová, 2010 [cit. 2017-03-10]. Dostupné z: http://homen.vsb.cz/hgf/546/Materialy/Radka_2010/mc.html
- [20] Technologická zařízení: Lapáky písku VPL. *Ekosystem: Produkty v oblasti ekologie a vodního hospodářství* [online]. Praha: Ekosystem.cz, 2012 [cit. 2017-03-19]. Dostupné z: <http://www.ekosystem.cz/uprava-a-cistení-vod/technologicka-zarizení>
- [21] Kruhové usazovací a dosazovací nádrže. *VHZ-DIS, spol. s r.o.* [online]. Brno: VHZ-DIS, spol., c2014 [cit. 2017-05-25]. Dostupné z: <http://www.vhzdis.eu/?product=kruhove-usazovaci-a-dosazovaci-nadrze&lang=cs>
- [22] Stabilizace kalů. *Kalové hospodářství* [online]. VŠCHT Praha: Pavel Jeníček, 2009 [cit. 2017-04-09]. Dostupné z: <https://web.vscht.cz/~jenicekp/Kalové%20hospodářství/KH%205,6%20-%20stabilizace.pdf>
- [23] SCHULZ, Heinz a Barbara EDER. *Bioplyn v praxi: teorie - projektování - stavba zařízení - příklady*. Ostrava: HEL, 2004. ISBN 80-861-6721-6.
- [24] DOHÁNYOS, Michal: Anaerobní reaktor není černou skřínkou - teoretické základy anaerobní fermentace. *Biom.cz* [online]. 2008-11-17 [cit. 2017-04-07]. Dostupné z WWW: <<http://biom.cz/cz/odborne-clanky/anaerobni-reaktor-neni-cernou-skrinkou-teoreticke-zaklady-anaerobni-fermentace>>. ISSN: 1801-2655.
- [25] Anaerobic Digestion and its Applications. In: *BioCycle: The organics recycling authority* [online]. The JG Press Inc./BioCycle, c2017 [cit. 2017-04-16]. Dostupné z: <https://www.biocycle.net/wp-content/uploads/2015/12/AD-and-Applications-final.pdf>
- [26] POKORNÁ, Dana. Míchání a vyhřívání reaktorů. In: *Bioplyn: předášky* [online]. VŠCHT PRAHA: VŠCHT PRAHA, 2015 [cit. 2017-05-01]. Dostupné z: <https://web.vscht.cz/~pokornd/Bioplyn/Přednášky/9.míchání%20a%20vyhřívání%20reaktorů.pdf>
- [27] POKORNÁ, Dana. Typy anaerobních fermentorů. In: *Bioplyn: předášky* [online]. VŠCHT PRAHA: VŠCHT PRAHA, 2015 [cit. 2017-05-01]. Dostupné z: <https://web.vscht.cz/~pokornd/Bioplyn/Přednášky/8.typy%20fermentorů.pdf>
- [28] ABEDEEN, Zaki. Sludge treatment in wastewater: Aerobic and anaerobic digestion. In: *Slideshare: Share and Discover knowledge* [online]. Reyerson university: Reyerson university, 2010 [cit. 2017-04-16]. Dostupné z: <https://www.slideshare.net/zakiabedeena/anaerobic-aerobic-digestion>
- [29] Rekonstrukce čistírny odpadních vod, Varnsdorf. In: *SMP CZ* [online]. Praha 8: SMP CZ, c2011-2014 [cit. 2017-04-09]. Dostupné z: <http://www.smp.cz/common/images/references/pictures/69/316.JPG>

-
- [30] Anaerobic digester mixing system: Anaerobic Biotechnology for Bio-energy Production. In: *Marmara university enviromental biotechnology group (MEBIG)* [online]. Istanbul: MEBIG, c2011 [cit. 2017-04-16]. Dostupné z: <http://mebig.marmara.edu.tr/Enve737/Chapter1-Mixing.pdf>
- [31] WILIAMS, Todd. Anaerobic Digestion and Co-Digestion Optimization. In: *Ohio water enviroment asociation* [online]. Columbus: Ohio water enviroment asociation, 2013 [cit. 2017-04-16]. Dostupné z: http://www.ohiowea.org/docs/Williams_Todd.pdf
- [32] Appendix G: Technical memorandum No. 4, Anaerobic Digestion Ancillary Systems Evaluation. In: *Madison Metropolitan Sewerage District* [online]. Madison: Madison Metropolitan Sewerage District, 2009 [cit. 2017-04-16]. Dostupné z: <http://www.madsewer.org/Portals/0/Planning/FacilityPlans/SolidsHandlingPlan/Appendix%20G.pdf>
- [33] ABEDEEN, Zaki. Sludge treatment in wastewater: Aerobic and anaerobic digestion. In: *Slideshare: Share and Discover knowledge* [online]. Reyrson university: Reyrson university, 2010 [cit. 2017-04-16]. Dostupné z: <https://www.slideshare.net/zakiabedeem/anaerobic-aerobic-digestion>
- [34] DAUGHERTY, Becky a Brian HEMPHILL. Current Trends in Digester Mixing Technologies. In: *Clackamas community college* [online]. Oregon: Clackamas Community College, 2017 [cit. 2017-05-08]. Dostupné z: https://www.clackamas.edu/uploadedFiles/Departments/Water_and_Environmental_Technology/Water_Environment_School/Content/BIOSOLIDS%20Digester%20Mixing%20.pdf
- [35] Fermentor TANEX. *Techmix, s.r.o.: výrobce míchacích zařízení a bioreaktorů* [online]. Brno: Techmix, s.r.o., c2012 [cit. 2017-05-26]. Dostupné z: <http://www.techmix.cz/fotogalerie/?idphotogallery=25>
- [36] POLLERT, Jaroslav. Zpracování kalu, kalové hospodářství, využití kalu. In: *ČVUT: Katedra zdravotního a ekologického inženýrství* [online]. Praha: ČVUT [cit. 2017-05-03]. Dostupné z: http://kzei.fsv.cvut.cz/pdf/COV_pr_7.pdf
- [37] ABS Vertikální míchadla SCABA. In: *AMP Technic s.r.o.: Zastoupení společnosti SULZER ABS pro Českou Republiku* [online]. Strakonice: AMP Technic, C2017 [cit. 2017-05-08]. Dostupné z: <https://www.amp-technic.cz/soubor/technicky-list-scaba-pdf/>
- [38] Wilo-Sevio MIX/FLOW BG. *Wilo* [online]. WILO SE, c2016 [cit. 2017-04-26]. Dostupné z: <http://productfinder.wilo.com/cz/cs/Wilo/home.html>
- [39] Moderní řešení vyhnívací nádrže: ČOV Varnsdorf. In: *K&K Technology, a.s.* [online]. Klatovy: K&K Technology, c2012 [cit. 2017-04-16]. Dostupné z: http://www.kk-technology.cz/useruploads/images/vyrobky/16_COV_Varnsdorf.pdf
- [40] EFFICIENT LOW ENERGY SLUDGE MIXING: LM™ MIXER. In: *OVIVO™ LM™ MIXER* [online]. Austin: OVIVO, c2016 [cit. 2017-04-24]. Dostupné z: <http://cdn.ovivowater.com/wp-content/uploads/2015/06/LM-Brochure-2016-WEB.pdf?4966ed>
- [41] Low energy mixing to Optimize anaerobic digestion at the Kitchener WWTP. *INFLUENTS: Official publication of the water environment association of Ontario*. 2016, 2016(4), 35.

-
- [42] Energy efficient sludge mixer technology: MFS 2-8. In: *Michadla pro vyhnivací nádrže* [online]. neznámé: Sterling SIHI, c2017 [cit. 2017-04-25]. Dostupné z: <http://www.sterlingsihi.com/cms/cz/home/produkty-servis/kapalinova-cerpadla/michadla-pro-vyhnivaci-nadrze.html#top>
- [43] Application Guide: Sludge Mixers for Anaerobic Digestion. In: *Michadla pro vyhnivací nádrže* [online]. neznámé: Sterling SIHI, c2017 [cit. 2017-04-25]. Dostupné z: <http://www.sterlingsihi.com/cms/cz/home/produkty-servis/kapalinova-cerpadla/michadla-pro-vyhnivaci-nadrze.html#top>
- [44] The Vaughan Rotamix®: Mechanical hydraulic mixing system. *Vaughan* [online]. Montesano: Vaughan Company, 2017 [cit. 2017-05-03]. Dostupné z: <http://www.chopperpumps.com/products/rotamix/>
- [45] Water Technologies: Pearth™ Digester Gas Mixing. In: *Siemens Water Industry: Market portal* [online]. Waukesha: Siemens Water Technologies, c2007 [cit. 2017-04-16]. Dostupné z: <http://literature.puertoricosupplier.com/009/BE9108.pdf>
- [46] CANNON® MIXER. *SUEZ: Treatment solutions - Worldwide water and wastewater treatment specialist* [online]. SUEZ, c2017 [cit. 2017-04-16]. Dostupné z: <http://www.degremont-technologies.com/~degremont/CANNON-R-MIXER-796>
- [47] ZEJDA, Vojtěch, Lucie HOUDKOVÁ a Petr BĚLOHRADSKÝ. Experimentální model vyhnivací nádrže ČOV. In: *Odpadové fórum* [online]. Brno: Ústav procesního inženýrství, 2017 [cit. 2017-05-21]. Dostupné z: <http://www.odpadoveforum.cz/TVIP2017/prispevky/160.pdf>
- [48] *Wastewater sludge processing*. 1. Hoboken, N.J.: Wiley-Interscience, c2006. ISBN 978-0-471-70054-8.
- [49] DAPELO, Davide. *Gas mixing in anaerobic digestion*. Birmingham, 2016. University of Birmingham.
- [50] GÓMEZ, Marcel. Anaerobní stabilizace na čistírně odpadních vod Bystřany – míchání systémem Rotamix. In: *Anaerobie 2015*. Brno: Tribun EU, 2015, s. 83-90. ISBN 978-80-263-0986-4.
- [51] ČSN 75 6415. *Plynové hospodářství čistíren odpadních vod*. 2. Praha: Hydroprojekt, 2001.
- [52] Čištění odpadních vod. *LentiKat's Biotechnologies* [online]. Praha: LentiKat's a.s, 2017 [cit. 2017-05-07]. Dostupné z: <http://www.lentikats.eu/cs/cistení-odpadních-vod>
- [53] FIŠER, Petr. *HYDRODYNAMICKY OPTIMALIZOVANÁ MÍCHADLA*. ČVUT Praha, 2016. ČVUT Praha. Vedoucí práce Tomáš Jirout.

10. Seznam použitých zkratk

zkratka	význam
ČOV	Čistírna odpadních vod
CHSK	Chemická spotřeba kyslíku
MaR	Měření a regulace
VN1	První vyhnívací nádrž
VN2	Druhá vyhnívací nádrž
ÚPI	Ústav procesního inženýrství
TR	Turnover Rate
SI	Základní soustava jednotek
PVA	Polyvinylalkohol

11. Seznam použitých veličin

symbol	význam	jednotka
α	Experimentální koeficienty charakterizující jednotlivá míchadla	[-]
A	Experimentální koeficienty charakterizující jednotlivá míchadla	[-]
β	Experimentální koeficienty charakterizující jednotlivá míchadla	[-]
B	Experimentální koeficienty charakterizující jednotlivá míchadla	[-]
γ	Korelační koeficienty	[-]
C	Korelační koeficienty	[-]
k	Směrnice přímky	[-]
Fr_M	Freudovo kritérium pro míchání	[-]
Fr'	Modifikované Froudovo kritérium	[-]
π_s	Bezrozměrný příkon potřebný pro suspendaci	[-]
η_m	Účinnost motoru	[-]
η_p	Účinnost převodového ústrojí	[-]
Po	Příkonové kritérium	[-]
Re_M	Reynoldsovo kritérium pro míchání	[-]
b	Šířka narážky	[m]
d	Průměr míchadla	[m]
d_p	Velikost částic	[m]
$d_{potrubí}$	Průměr potrubí	[m]
$d_{TR,potrubí}$	Průměr centrálního potrubí navržený metodou Turnover rate	[m]

$d_{\text{Rot,centr}}$	Průměr centrálního potrubí navrženého systému Rotamix	[m]
$d_{\text{Rot,tryska}}$	Průměr trysky navrženého systému Rotamix	[m]
D	Průměr nádrže	[m]
D_1	Průměr válcové části nádrže	[m]
D_2	Průměr horní kuželové části nádrže ve výšce hladiny	[mm]
D_3	Průměr rovného dna ve spodní kuželové části nádrže	[mm]
H	Výška míchané vsádky	[m]
H_1	Výška válcové části nádrže	[mm]
H_2	Výška hladiny ve vrchní kuželové části nádrže	[mm]
H_3	Výška spodní kuželové části nádrže	[mm]
S	Plocha potrubí	[m ²]
$S_{\text{Rot,centr}}$	Průřez centrálního potrubí navrženého systému Rotamix	[m ²]
$S_{\text{Rot,tryska}}$	Plocha jedné trysky navrženého systému Rotamix	[m ²]
$S_{\text{pneu,potrubí}}$	Plocha potrubí při maximální dovolené rychlosti na výtlačku	[m ²]
V_1	Objem válcové části nádrže	[m ³]
V_2	Objem vrchní kuželové části nádrže	[m ³]
V_3	Objem spodní kuželové části nádrže	[m ³]
$V_{\text{Rot,16 h}}$	Objem přečerpaný čerpadlem Rotamix za 16 h	[m ³]
$V_{\text{VN,Bystrany}}$	Objem fermentoru na ČOV Bystřany	[m ³]
$V_{\text{VN,experiment}}$	Objem experimentální nádrže	[m ³]
α_2	Úhel sklonu víka v horní kuželové části nádrže	[°]
α_3	Úhel sklonu dna ve spodní kuželové části nádrže	[°]
c_v	Objemový zlomek	[%]
g	Gravitační zrychlení	[m·s ⁻²]
E	Přenos energie	[J·s ⁻¹]
G	Rychlostní gradient	[s ⁻¹]
η	Dynamická viskozita	[kg·m ⁻¹ ·s ⁻¹]
η_k	Hustota tuhé fáze	[kg·m ⁻¹ ·s ⁻¹]

η_{su}	Dynamická viskozita suspenze	$[\text{kg}\cdot\text{m}^{-1}\cdot\text{s}^{-1}]$
n	Frekvence otáčení míchadla	$[\text{s}^{-1}]$
n_c	Kritické otáčky míchadla pro vzhled částic	$[\text{s}^{-1}]$
$p_{\text{hydrostaticky}}$	Tlak v místě vyústění trysky	$[\text{Pa}]$
p_1	Barometrický tlak	$[\text{Pa}]$
p_2	Tlak v místě vyústění trysky	$[\text{Pa}]$
P_1	Absolutní tlak na povrchu kapaliny	$[\text{Pa}]$
P_2	Absolutní tlak na hraně difuzoru	$[\text{Pa}]$
ρ	Hustota	$[\text{kg}\cdot\text{m}^{-3}]$
ρ_k	Hustota kapaliny	$[\text{kg}\cdot\text{m}^{-3}]$
ρ_{su}	Hustota suspenze	$[\text{kg}\cdot\text{m}^{-3}]$
ρ_t	Hustota tuhé fáze	$[\text{kg}\cdot\text{m}^{-3}]$
$\rho_{t,\text{písek}}$	Hustota jemnozrnného písku	$[\text{m}^3\cdot\text{kg}^{-1}]$
$\Delta\rho$	Rozdíl hustoty tuhé (ρ_t) a kapalné (ρ_k) fáze	$[\text{kg}\cdot\text{m}^{-3}]$
P	Výkon na hřídeli míchadla	$[\text{W}]$
P_{skut}	Skutečný příkon odebraný elektromotorem ze sítě	$[\text{W}]$
Q	Objemový průtok	$[\text{m}^3\cdot\text{s}^{-1}]$
$Q_{\text{Rot,experiment}}$	Požadované průtokové množství čerpadla pro experimentální nádrž	$[\text{m}^3/\text{den}]$
Q_{ATV}	Objemový průtok plynu vypočítaný dle ATV	$[\text{m}^3\cdot\text{h}^{-1}]$
Q_{ENKI}	Objemový průtok plynu vypočítaný dle ENKI	$[\text{m}^3\cdot\text{h}^{-1}]$
Q_{GRAD}	Objemový průtok plynu vypočítaný dle gradientu rychlosti	$[\text{m}^3\cdot\text{h}^{-1}]$
Q_{HYD}	Objemový průtok plynu vypočítaný dle Hydroprojektu	$[\text{m}^3\cdot\text{h}^{-1}]$
$Q_{\text{TR,míchadlo}}$	Čerpací výkon míchadla navržený metodou Turnover rate	$[\text{m}^3\cdot\text{min}^{-1}]$
Q_{Rot}	Celkové průtokové množství čerpadla	$[\text{m}^3\cdot\text{h}^{-1}]$
Q_{SYK}	Objemový průtok plynu vypočítaný dle Sýkory	$[\text{m}^3\cdot\text{h}^{-1}]$
$Q_{\text{WSP,uzavren}}$	Objemový průtok plynu v uzavřeném systému vypočítaný dle WSP	$[\text{m}^3\cdot\text{h}^{-1}]$
$Q_{\text{WSP,otvren}}$	Objemový průtok plynu v otevřeném systému vypočítaný dle WSP	$[\text{m}^3\cdot\text{h}^{-1}]$
t_{Rot}	Doba běhu čerpadla	$[\text{h}]$
T	Pokožová teplota	$[\text{°C}]$
TR	Turnover rate	$[\text{min}]$
v	Rychlost v potrubí	$[\text{m}\cdot\text{s}^{-1}]$
$v_{\text{pneu,max}}$	Maximální rychlost na výtlačku v potrubí dle ČSN 75 64 15	$[\text{m}\cdot\text{s}^{-1}]$
v_{str}	Ideální střední profilová rychlost kalu v nádrži	$[\text{m/h}]$

$V_{TR,dop}$	Rychlost v potrubí doporučená pro návrh centrálního potrubí	$[m \cdot s^{-1}]$
W	Energetický vnos	$[W \cdot m^{-3}]$
$W_{mich,dop}$	Doporučený energetický vnos pro mechanické míchání vyhnívacích nádrží	$[W \cdot m^{-1}]$

12. Seznam obrázků

Obrázek 1 - Míchání dvou kapalin [5]	11
Obrázek 2 - Základní typy proudění ve válcové nádobě [7]	13
Obrázek 3 - Funkční závislost příkonového a Reynoldsova kritéria pro míchání [7].....	15
Obrázek 4 - Příkonové charakteristiky některých typů rychloběžných míchadel [7]	16
Obrázek 5 - Ilustrace míchání suspenzních systémů [7]	16
Obrázek 6 - Rozdíl jednotlivých tříd účinnosti elektromotorů [10].....	18
Obrázek 7 - Provzdušňovací systém firmy INVENT [12]	19
Obrázek 8 - Konstrukční řešení pneumatického míchání [3].....	20
Obrázek 9 - Stanovení proudnic hyperboloidního míchadla firmy INVENT pomocí výpočtové dynamiky tekutin CFD v programu STAR-CCM+ [13]	21
Obrázek 10 – Míchání olejové cisterny [17]	24
Obrázek 11 - Denitrifikační nádrž s hyperboloidními míchadly INVENT a pomocným aeračním systémem pro zimní období [13]	25
Obrázek 12 - Jednoduché blokové schéma uspořádání čistírny odpadních vod [13]	26
Obrázek 13 – Lapák písku [20]	27
Obrázek 14 - Usazovací nádrž [19].....	28
Obrázek 15 - Konstrukční řešení dosazovací nádrže od společnosti VHZ-DIS [21].....	29
Obrázek 16 – Metanizační nádrže [11]	35
Obrázek 17 – Sestavy fermentorů [26]	35
Obrázek 18 - Štěrbínová dvojúčelová (Imhoffova) nádrž [8].	36
Obrázek 19 - Kulové nádrže [27]	36
Obrázek 20 - Fermentační nádrž ve skále na ČOV Bekkelaget [40]	37
Obrázek 21 - Anaerobní pulzační reaktor typu BIMA [11]	38
Obrázek 22 - Vejčitá metanizační nádrž [28].....	39
Obrázek 23 -Vejčitá metanizační nádrž se dnem ve tvaru W [11].....	40
Obrázek 24 - Schéma věžovité metanizační nádrže s kónickým dnem a vrchem [22].....	40
Obrázek 25 - Věžovitá metanizační nádrž s plochým dnem [11].	41
Obrázek 26 – Srovnání konstrukčního řešení vyhnívacích nádrží na ČOV Varnsdorf [29]....	42
Obrázek 27 – Míchadlo s vertikálně umístěnou hřídelí	44
Obrázek 28 - Axiální míchadla užívaná ve fermentorech	44
Obrázek 29 - Míchadlo umístěné ze stěny nádrže: [30]	45
Obrázek 30 - Ponorné horizontální míchadlo WILO: [30]	45
Obrázek 31 - Ponorné horizontální míchadlo na ČOV Varnsdorf – Ilustrace konstrukčního řešení firmy K&K Technology [39]	46
Obrázek 32 – Konstrukční řešení cirkulace kalu mechanickým míchadlem v potrubí: [30] ...	46
Obrázek 33 - Míchadlo s přímočarým vratným pohybem OVIVO: [40, 41].....	47
Obrázek 34 - Proudění od míchadla s vratným pohybem: [40, 41].	47
Obrázek 35 – Míchadlo typu Halberg: [43]	48
Obrázek 36 – Systém Rotamix: [44]	49
Obrázek 37 - Možné způsoby umístění jednoduchých trysek: [34]	50

Obrázek 38 - Pneumatické míchání stlačeným bioplynem s difuzory umístěnými na dně nádrže [30].....	51
Obrázek 39 - Pneumatické míchání stlačeným bioplynem s difuzory zavěšenými ze stropu nádrže [30].....	52
Obrázek 40 - Rotační ventil [34].....	52
Obrázek 41 - Siemens - Pearth™ gas mixing [45].....	53
Obrázek 42 - Míchání pomocí tlakového vystřelování bublin: [46]	53
Obrázek 43 - Míchání vyhřívací nádrže pomocí recirkulace bioplynu vháněného do centrálního potrubí [30].....	54
Obrázek 44 - Srovnání zastoupení jednotlivých druhů míchání [34].....	55
Obrázek 45 - Frekvence provozních problémů [34]	55
Obrázek 46 – Rozvod bioplynu uvnitř vyhřívací nádrže na ČOV TOMA Otrokovice.....	57
Obrázek 47 – Rozměrový náčrt experimentálního fermentoru umístěného v laboratořích ÚPI	59
Obrázek 48 - Model experimentální nádrže vytvořený v programu Autodesk Inventor	60
Obrázek 49 – Schématický náčrt šestilopátkového míchadla [7].....	62
Obrázek 50 –Třilopátkové míchadlo s rovnými lomenými lopatkami [7]	64
Obrázek 51 – Míchadlo TX 535 od firmy Techmix [9].....	66
Obrázek 52 – Srovnání bezrozměrného kritéria π_s jednotlivých druhů míchadel pro podmínky experimentu	69
Obrázek 53 – Návrh experimentálního měření pneumatického míchání	77
Obrázek 54 – Imobilizovaná biomasa [52]	78
Obrázek 55 – Experimentální model vyhřívací nádrže s centrálním potrubím	79
Obrázek 56 – Detail přívodního vzduchového potrubí s měřičem tlaku.....	79

13. Seznam tabulek

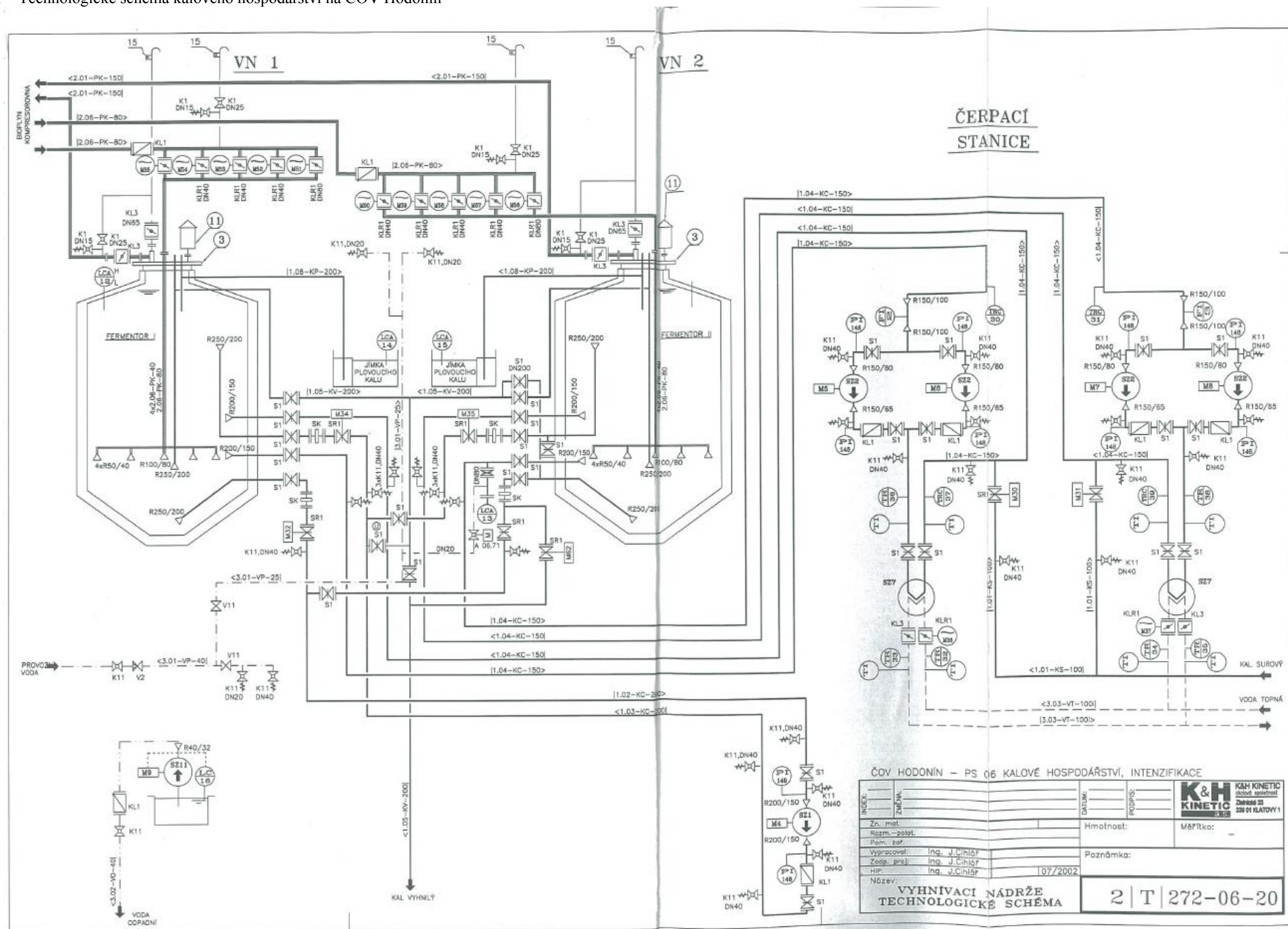
Tabulka 1 - Probíhající biologické procesy v závislosti na prostředí [13].....	28
Tabulka 2 - Směsné mikrobiální kultury [11, 23]	31
Tabulka 3 - Klasifikace mikroorganismů do teplotních tříd [11].....	32
Tabulka 4 – Základní charakteristiky fermentoru	60
Tabulka 5 – Návrhové hodnoty pro mechanické míchání.....	62
Tabulka 6 – Srovnání jednotlivých výpočetních metod a výpočet minimálního průměru výtlačného potrubí.....	75
Tabulka 7 – Výpočty míchadel (experimentální hodnoty získány z [53]).....	94

14. Seznam příloh

Příloha 1. Technologické schéma kalového hospodářství na ČOV Hodonín

Příloha 2. Výpočty míchadel

Příloha 1 – Technologické schéma kalového hospodářství na ČOV Hodonín



Příloha 2. Výpočty míchadel

Tabulka 7 – Výpočty míchadel (experimentální hodnoty získány z [53])

Míchadlo	Tvar dna	D/d [-]	H2/d [-]	dp/D min [-]	dp/D max [-]	cv [%]	A [-]	B [-]	α [-]	β [-]	Po [-]	d [m]	H2 [m]	γ [-]	C [-]	Fr' [-]	n_c [s ⁻¹]	Re _M [-]	P [W]	πs [-]
3SL24	KD	3	0,5	4,90E-04	1,90E-02	2,5 % ÷ 15 %	14,8	3,53	0,403	0,035	0,34	0,433333333	0,216666667	0,40475	17,65690952	0,804125115	3,304919559	552589,8564	192,8643195	0,005242518
3SL35	KD	3	0,5	4,90E-04	1,90E-02	2,5 % ÷ 15 %	8,58	5,63	0,399	0,323	0,69	0,433333333	0,216666667	0,41515	11,36949525	0,47827547	2,54881394	426167,3253	179,5369255	0,004880248
3SL45	KD	3	0,5	4,90E-04	1,90E-02	2,5 % ÷ 15 %	11,67	7,4	0,487	0,66	1,06	0,433333333	0,216666667	0,52	16,89506295	0,31927079	2,082469617	348193,5236	150,4292114	0,00408903
6SL45	KD	3	0,5	2,50E-04	6,00E-03	2,5 % ÷ 40 %	5,38	13,9	0,43	1,63	1,702	0,433333333	0,216666667	0,5115	10,77995482	0,21736547	1,718281671	287300,4939	135,6853378	0,003688255
3RLL	KD	3	0,5	4,90E-04	1,90E-02	2,5 % ÷ 15 %	9,28	13,92	0,486	1,485	0,733	0,433333333	0,216666667	0,56025	18,61302393	0,258703909	1,874565309	313431,4637	75,87452645	0,002062453
4RLL	KD	3	0,5	4,90E-04	1,90E-02	2,5 % ÷ 15 %	8,8	9,29	0,5	0,789	-	0,433333333	0,216666667	0,53945	14,00272175	0,228109062	1,760233775	294314,9784	-	-
6RLL	KD	3	0,5	4,90E-04	1,90E-02	2,5 % ÷ 15 %	5,98	10,07	0,472	0,879	-	0,433333333	0,216666667	0,51595	9,893921394	0,192837737	1,618434371	270605,8047	-	-
3TL	KD	3	0,5	7,60E-04	2,00E-02	2,5 % ÷ 15 %	24,73	18,42	0,614	2,262	0,59	0,433333333	0,216666667	0,7271	62,11683713	0,241630421	1,811652451	302912,2947	55,12733033	0,001498494
A310 (Lightnin)	KD	3	0,5	4,90E-04	3,10E-03	2,5 % ÷ 15 %	27,5	15,04	0,561	1,447	0,306	0,433333333	0,216666667	0,63335	58,33405197	0,464098032	2,51075273	419803,4068	76,10681529	0,002068767
MP (EKATO)	KD	2,67	0,5	2,60E-04	2,60E-03	2,5 % ÷ 15 %	11,03	8,34	0,418	0,772	-	0,486891386	0,243445693	0,4566	16,73694972	0,513124057	2,490607385	525735,4637	-	-
	KD	2,67	0,75	2,60E-04	2,60E-03	2,5 % ÷ 15 %	9,47	10,36	0,432	1,009	-	0,486891386	0,365168539	0,48245	15,89697608	0,400108471	2,199292315	464242,5667	-	-
P (FH)	KD	2,67	0,5	2,60E-04	2,60E-03	2,5 % ÷ 15 %	14,53	3,15	0,487	0	-	0,486891386	0,243445693	0,487	17,00853841	0,413474486	2,235725299	471933,1051	-	-
	KD	2,67	0,75	2,60E-04	2,60E-03	2,5 % ÷ 15 %	17,88	9,35	0,545	0,791	-	0,486891386	0,365168539	0,58455	28,53646576	0,329489104	1,995788941	421285,5991	-	-
4SL45	KD	3	0,75	4,00E-04	3,00E-03	2,5 % ÷ 15 %	2,47	23,2	0,301	2,95	1,29	0,433333333	0,325	0,4485	7,879135192	0,25696443	1,868252559	312375,958	132,1863954	0,003593146
TX335	KD	3	0,75	4,00E-04	3,00E-03	2,5 % ÷ 15 %	5,97	19,4	0,444	2,41	0,905	0,433333333	0,325	0,5645	15,74852842	0,211903882	1,696557318	283668,1341	69,44555959	0,001887698
TX445	KD	3	0,75	4,00E-04	3,00E-03	2,5 % ÷ 15 %	7,64	18,7	0,474	2,25	0,9	0,433333333	0,325	0,5865	19,46071082	0,22137882	1,734071955	289940,6644	73,74526582	0,002004575
TX535	KD	3	0,75	4,00E-04	3,00E-03	2,5 % ÷ 40 %	17	16,7	0,562	1,9	0,646	0,433333333	0,325	0,657	39,18183882	0,260244592	1,880138909	314363,3819	67,46718988	0,001833921
4RLLN	RD	3	0,75	6,60E-05	2,00E-03	2,5 % ÷ 20 %	25,58	8,67	0,557	0,738	0,59	0,433333333	0,325	0,5939	39,46091925	0,42424468	2,400530801	401374,0567	128,2520016	0,003486199
6SL45	RD	3	0,5	2,40E-04	1,00E-02	2,5 % ÷ 45 %	11,4	15,7	0,54	1,84	1,702	0,433333333	0,216666667	0,632	24,99343912	0,200903885	1,651936113	276207,37	120,5673152	0,003277311

Pozn. **3SL24**, **3SL35**, **3SL45** – třílopatkové míchadlo s lopatkama skloněnými pod úhlem $\alpha = 24^\circ$, 35° resp. 45° , **4SL45**, **6SL45** – čtyř, resp. šestilopátkové míchadlo s lopatkama skloněnými pod úhlem 45° , **3RLL**, **4RLL**, **6RLL** – tři, čtyř, resp šestilopátkové míchadlo s rovnými lomenými lopatkama dle CVS 69 1043 ($s/d = 1,5$), **3TL** – třílopatkové míchadlo s tvarovanými lopatkama dle CVS 69 1042.2, **A310** – axiální míchadlo firmy LIGHTNIN typ A310, **MP (EKATO)** – vrtulové míchadlo – Marine propeller firmy EKATO, **P (FH)** - vrtulové míchadlo – Anhalt University of Applied Sciences / Hochschule Anhalt (FH). **TX335**, **TX445**, **TX535** – axiální hydrofoil míchadla firmy Techmix, s.r.o, **4RLLN** – Axiální míchadlo s velkoplošnými lomenými lopatkami (Jirout a Rieger, 2012), **KD** – válcová nádoba s klenutým dnem, **RD** – Válcová nádoba s rovným dnem.